



Departamento de Engenharia Química
Rua António Bernardino de Almeida, 431
4200 - 072 Porto

RAR – Refinarias de Açúcar Reunidas SA
Rua Manuel Pinto de Azevedo, 272
4100 - 320 Porto

LEVANTAMENTO E INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DO PROCESSO DE REFINAÇÃO DE AÇÚCAR

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Orientador: Engenheiro Luís Braga

Co-Orientador: Engenheira Teresa Sena Esteves

Engenheira Margarida Ribeiro

AGRADECIMENTOS

A realização deste estágio para além de ter um significado muito importante para mim, o fim da vida académica, revelou-se numa experiência única e muito gratificante tanto a nível profissional como pessoal.

Em primeiro lugar quero expressar o meu agradecimento ao meu orientador, Engenheiro Luís Braga, pela orientação ao longo do trabalho, por tudo que aprendi ao longo deste ano e pela oportunidade de estagiar na empresa RAR, a qual tornou possível o meu primeiro contacto com a Indústria.

Um agradecimento muito especial as minhas Co-orientadoras, Engenheira Teresa Sena Esteves e Engenheira Margarida Ribeiro, ambas incansáveis na disponibilidade e na paciência. O meu muito obrigado pelas palavras de incentivo que sempre me deram.

Agradeço ao Sr. João Pinto, a todos os chefes de turno e a todos os operários da Refinaria a disponibilidade que sempre tiveram quando necessitei de colaboração.

Também não posso deixar de agradecer ao Engenheiro Chorão pelo esclarecimento de muitas dúvidas. Ao Sr. José, ao Sr. João e ao Sr. Vítor por todas as informações que necessitei e pela atenção que sempre tiveram comigo. À Engenheira Ana Pimenta pelo apoio no início do meu estágio.

Aos meus pais não há palavras...há muito mais... mas expresso um sincero Obrigado por confiarem sempre em mim e por me apoiarem em tudo ao longo destes anos...ensinando-me sempre a lutar por aquilo que se acredita e se quer.

Quero também agradecer ao meu irmão e à Filipa por me “aturarem” nos momentos de desânimo...e de ânimo.

À D.Lili, ao Sr. Luís, à Fofinha e ao Durães o meu obrigado por todo o carinho e pelo apoio incondicional nesta e noutras etapas da minha vida.

Um agradecimento especial ao Lamela por toda a paciência e compreensão ao longo destes anos, sobretudo pelo teu companheirismo.

Finalmente a todos os meus amigos, em especial às minhas jóias (Lalas e Mariana) e à Gi, que sempre estiveram presentes na minha vida académica e pessoal.

RESUMO

Este trabalho foi realizado no âmbito da disciplina de Dissertação/Estágio do ramo de Optimização Energética na Indústria Química, do Mestrado em Engenharia Química do Instituto Superior de Engenharia do Porto e foi desenvolvido na empresa Refinarias de Açúcar Reunidas, S.A (RAR Açúcar).

Face à crise energética mundial e à globalização, o custo de produção aumentou consideravelmente nos processos industriais e os mercados ficaram mais competitivos. Estes aspectos levam a que cada vez mais os responsáveis industriais se concentrem em encontrar soluções que contrariem estes aspectos. Nesta perspectiva, a questão da conservação da energia na indústria torna-se uma medida fundamental a adoptar na política interna de uma indústria.

Na década de 80 as técnicas de integração revelaram-se como uma ferramenta muito útil na área da integração térmica de processos. O conceito destas técnicas focaliza-se numa maior recuperação de energia, um menor consumo de utilidades e consequentemente uma diminuição de custos.

Este trabalho tem como objectivo realizar um Levantamento e uma Integração Energética do Processo de Refinação de Açúcar.

O conhecimento profundo do processo de refinação do açúcar, assim como o conhecimento de todas as fases do processo da empresa foram um ponto de partida fundamental para o desenrolar do trabalho.

O levantamento energético, a nível térmico, a todos os equipamentos das linhas de produção forneceu os dados necessários para a Integração do Processo de Refinação de Açúcar através da Metodologia de Pinch.

Como resultado da aplicação da Metodologia *Pinch* foram introduzidos oito permutadores de calor obtendo-se uma recuperação de calor igual a [REDACTED] kJ/dia aliada a um investimento de [REDACTED]€.

A recuperação energética alcançada traduz-se numa poupança de [REDACTED]€ de nafta/ano sendo o investimento proposto recuperado em 1,2 anos.

Palavras-chave: Recuperação de Energia, Integração Energética, Método de Pinch.

Nota:

Em virtude de se tratar de um trabalho realizado nas instalações industriais de uma empresa não serão apresentados os valores inerentes às condições de operação do processo em causa, por questões de confidencialidade.

Da mesma forma também não serão apresentados os valores das poupanças obtidas com as medidas propostas.

ABSTRACT

This report was accomplished in the extent of the course of study of the Thesis/Internship of the branch of Energy Optimization in Industrial Chemistry for the Masters Degree in Chemical Engineering of the Superior Institute of Engineering of Oporto and was developed by Refinarias de Açúcar Reunidas, S.A..

Due to the world energy crisis and globalization, the cost of production has risen considerably in the industry procedures and markets have become more and more competitive. These aspects lead the industrial responsables to concentrate more and more in finding solutions to contradict these aspects. In this perspective, the question of energy preservation in the industrial world is a major concern in the internal policy of industry.

In the 80's, the integrating techniques revealed themselves as a very useful instrument in the area of integration of the thermal processes. The concept of these techniques focused on a greater recovery of the energy and less waste of the utility and consequently to the reduction of costs.

This report has the purpose of fulfilling the Energy Integration to the Sugar Refining Process.

The profound knowledge of the sugar refining process as well as the knowledge of the all the phases of the business procedure were fundamental for the development of this work.

An energy survey, in thermal terms, to all the equipment of the production line supplied the necessary data for the Integration of the Sugar Refining Process through the Pinch Analysis.

As a result of the Pinch Analysis a recovery of the heat of [REDACTED] kJ/day allied to an investment of [REDACTED] Euros.

The energy recovery obtained translates a saving of [REDACTED] Euros/year being the proposal for investment recovered in 1,2 years.

Key-words: Recovery of Energy, Energy Integration, Pinch Analysis

ÍNDICE

| | | |
|-----------|---|----------|
| 1. | ENQUADRAMENTO | 1 |
| 2. | INTRODUÇÃO | 3 |
| 2.1. | EMPRESA RAR-AÇÚCAR | 3 |
| 2.2. | O AÇÚCAR | 4 |
| 2.3. | PROCESSO DE REFINAÇÃO DO AÇÚCAR | 6 |
| 2.3.1. | Afinação | 8 |
| 2.3.2. | Carbonatação | 10 |
| 2.3.3. | Filtração | 11 |
| 2.3.4. | Descoloração | 12 |
| 2.3.5. | Evaporação | 14 |
| 2.3.6. | Cristalização Açúcar Branco | 15 |
| 2.3.7. | Cristalização Açúcar Amarelo | 17 |
| 2.3.8. | Secagem | 17 |
| 2.3.9. | Classificação | 18 |
| 2.3.10. | Armazenamento | 18 |
| 2.3.11. | Recuperação de Açúcar | 18 |
| 3. | CARACTERIZAÇÃO DAS CORRENTES PROCESSUAIS DO PROCESSO DE REFINAÇÃO DE AÇÚCAR.20 | |
| 3.1. | AFINAÇÃO | 21 |
| 3.1.1. | Permutador de Calor do Xarope Afinação (PCXA) | 21 |
| 3.1.2. | Permutador de Calor das Águas Doces (PCAG) | 24 |
| 3.1.3. | Centrifugas de Afinação | 27 |
| 3.1.4. | Permutador de Calor do Licor Afinação (PCLA) | 29 |
| 3.1.5. | Dissolvedor de Recuperação | 32 |
| 3.2. | CARBONATAÇÃO | 35 |
| 3.2.1. | Saturadores | 35 |
| 3.3. | FILTRAÇÃO | 38 |
| 3.3.1. | Filtro Prensa (PUTSCH) | 39 |
| 3.3.2. | Filtro Rotativo (SEGURANÇA) | 40 |
| 3.3.3. | Filtro Prensa (CHOQUENET) | 41 |
| 3.3.4. | Filtro 1ª Filtração | 42 |
| 3.4. | DESCOLORAÇÃO | 43 |
| 3.4.1. | Regeneração das Resinas de Permuta Iónica | 43 |
| 3.4.2. | Permutador de Calor da Salmoura (PCSM) | 45 |
| 3.4.3. | Sistema de Arrefecimento do Efluente de Salmoura – Nanofiltração | 47 |
| 3.5. | EVAPORAÇÃO | 49 |
| 3.5.1. | Permutador de Calor do Licor Final (PCLF) | 50 |
| 3.5.2. | Evaporador de Duplo-Efeito | 52 |
| 3.5.3. | Condensador Barométrico | 55 |
| 3.6. | CRISTALIZAÇÃO – AÇÚCAR BRANCO | 57 |
| 3.6.1. | Tachos de Vácuo | 57 |
| 3.6.2. | Condensadores Barométricos | 61 |
| 3.6.3. | Centrifugas de Refinação | 63 |
| 3.7. | CRISTALIZAÇÃO – AÇÚCAR AMARELO | 65 |
| 3.7.1. | Tacho de Vácuo 6 (TV6) | 65 |
| 3.7.2. | Condensador Barométrico | 68 |

| | | |
|----------|--|------------|
| 3.8. | RECUPERAÇÃO..... | 70 |
| 3.8.1. | <i>Pré-1ª Recuperação</i> | 70 |
| 3.8.2. | <i>1ª Recuperação</i> | 73 |
| 3.8.3. | <i>2ª Recuperação</i> | 76 |
| 3.8.3.1. | 2ª Recuperação – com pé de cozedura | 77 |
| 3.8.3.2. | 2ª Recuperação - corte | 80 |
| 3.8.4. | <i>3ª Recuperação</i> | 83 |
| 3.8.4.1. | 3ª Recuperação - corte | 84 |
| 3.8.4.2. | 3ª Recuperação - normal | 87 |
| 3.8.5. | <i>Centrifugas de Recuperação</i> | 90 |
| 3.8.6. | <i>Condensadores Barométricos</i> | 91 |
| 3.9. | DEPÓSITO DA ÁGUA QUENTE | 92 |
| 3.10. | TORRE DE REFRIGERAÇÃO | 94 |
| 3.11. | ARREFECIMENTO OLEO DA TURBINA..... | 95 |
| 3.12. | ARREFECIMENTO DOS MOTORES | 96 |
| 4. | INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DO PROCESSO DE REFINAÇÃO DO AÇÚCAR | 97 |
| 4.1. | ENERGIA TÉRMICA NA INDÚSTRIA | 97 |
| 4.2. | METODOLOGIA <i>PINCH</i> | 98 |
| 4.3. | PROJECTO DA REDE DE PERMUTADORES DE CALOR..... | 102 |
| 4.4. | PROPOSTA A IMPLEMENTAR NA EMPRESA | 106 |
| 4.4.1. | <i>Instalação 1 - Aquecimento da corrente 10 (Água Fria)</i> | 106 |
| 4.4.2. | <i>Instalação 2 - Aquecimento da corrente 4 (Salmoura Preparada)</i> | 107 |
| 4.4.3. | <i>Instalação 3 - Aquecimento da corrente 7 (Água da Desmineralização)</i> | 108 |
| 4.4.4. | <i>Instalação 4 - Aquecimento da corrente 19 (Águas Doces)</i> | 109 |
| 4.5. | ANÁLISE ECONÓMICA | 110 |
| 5. | CONCLUSÃO | 111 |
| 6. | BIBLIOGRAFIA | 112 |

ÍNDICE TABELAS

| | |
|--|----|
| Tabela 3. 1 - Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento do Xarope de Afinação (máximo e mínimo). | 22 |
| Tabela 3. 2 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento do Xarope de Afinação (máximo e mínimo). | 22 |
| Tabela 3. 3 – Valores do consumo específico do sistema de aquecimento do Xarope de Afinação (máximo e mínimo). | 23 |
| Tabela 3. 4 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento das Águas Doces máximo e mínimo). | 25 |
| Tabela 3. 5 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento das Águas Doces (máximo e mínimo). | 25 |
| Tabela 3. 6 – Valores do consumo específico do sistema de aquecimento das Água Doce (máximo e mínimo). | 26 |
| Tabela 3. 7 – Caracterização das condições operatórias das Centrifugas de Afinação. | 28 |
| Tabela 3. 8 – Caudais mássicos das correntes processuais das Centrifugas de Afinação. | 28 |
| Tabela 3. 9 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento do Licor de Afinação (máximo e mínimo). | 30 |
| Tabela 3. 10 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento do Licor de Afinação (máximo e mínimo). | 30 |
| Tabela 3. 11 – Valores do consumo específico do sistema de aquecimento do Licor de Afinação (máximo e mínimo). | 31 |
| Tabela 3. 12 – Caudais mássicos das correntes e condições operatórias do sistema de dissolução de açúcares recuperados. | 33 |
| Tabela 3. 13 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Dissolução de Açúcares Recuperados. | 33 |
| Tabela 3. 14 - Valores do consumo específico do Dissolvedor de Recuperação (máximo e mínimo). | 34 |
| Tabela 3. 15 - Caudais mássicos das correntes e condições operatórias do sistema Carbonatação (máximo e mínimo) | 36 |
| Tabela 3. 16 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Carbonatação (máximo e mínimo). | 36 |
| Tabela 3. 17 - Valores do consumo específico das Torres de Saturação (máximo e mínimo). . | 37 |
| Tabela 3. 18 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro. | 39 |

| | |
|--|----|
| Tabela 3. 19 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro. | 40 |
| Tabela 3. 20 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro. | 41 |
| Tabela 3. 21 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro | 42 |
| Tabela 3. 22 - Valores característicos das correntes da etapa de regeneração para os sistemas de duas colunas. | 44 |
| Tabela 3. 23 - Valores característicos das correntes da etapa de regeneração para os sistemas de uma coluna. | 44 |
| Tabela 3. 24 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento da Salmoura (máximo e mínimo). | 45 |
| Tabela 3. 25 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento (máximo e mínimo). | 45 |
| Tabela 3. 26 - Valores do consumo específico do permutador de calor da Salmoura (máximo e mínimo). | 46 |
| Tabela 3. 26 - Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de arrefecimento do Efluente da Salmoura. (máximo e mínimo)..... | 48 |
| Tabela 3. 27 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento do Licor Final (máximo e mínimo). | 50 |
| Tabela 3. 28 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento de Licor Final (máximo e mínimo). | 51 |
| Tabela 3. 29 - Valores do Consumo Específico do Permutador de aquecimento do Licor Final (máximo e mínimo). | 51 |
| Tabela 3. 30 – Caudais mássicos das correntes e condições operatórias do Evaporador de Duplo-Efeito (máximo e mínimo). | 53 |
| Tabela 3. 31 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Evaporação (máximo e mínimo). | 53 |
| Tabela 3. 32 – Valores do Consumo Específico do Evaporador de Duplo-Efeito (máximo e mínimo). | 54 |
| Tabela 3. 33 - Valores dos caudais mássicos, caudais energéticos e temperaturas das correntes do condensador barométrico do Evaporador de Duplo-Efeito (máximos e mínimos). | 56 |
| Tabela 3. 34 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 4 (máximo e mínimo). | 58 |
| Tabela 3. 35 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 5 (máximo e mínimo). | 58 |

| | |
|---|----|
| Tabela 3. 36 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 7 (máximo e mínimo)..... | 58 |
| Tabela 3. 37 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 4 (máximo e mínimo). | 59 |
| Tabela 3. 38 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 5 (máximo e mínimo). | 59 |
| Tabela 3. 39 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 7 (máximo e mínimo). | 59 |
| Tabela 3. 40 – Valores do Consumo Especifico do Tacho de Vácuo 4 (máximo e mínimo)..... | 60 |
| Tabela 3. 41- Valores do Consumo Especifico do Tacho de Vácuo 5 (máximo e mínimo)..... | 60 |
| Tabela 3. 42 - Valores do Consumo Especifico do Tacho de Vácuo 7 (máximo e mínimo)..... | 60 |
| Tabela 3. 43 – Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV4. | 62 |
| Tabela 3. 44 - Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV5. | 62 |
| Tabela 3. 45 - Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV7. | 62 |
| Tabela 3. 46 – Caracterização das condições operatórias das Centrifugas de Refinação (máximo e mínimo)..... | 64 |
| Tabela 3. 47 – Caudais mássicos das correntes das Centrifugas de Refinação (máximo e mínimo)..... | 64 |
| Tabela 3. 48 - Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 6 (máximo e mínimo)..... | 66 |
| Tabela 3. 49 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 6 (máximo e mínimo). | 66 |
| Tabela 3. 50 – Valores do Consumo Especifico do TV6 (máximo e mínimo). | 67 |
| Tabela 3. 51 – Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV6. | 69 |
| Tabela 3. 52 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV1 para uma cozedura de Pré-1ªRecuperação (máximo e mínimo)..... | 71 |
| Tabela 3. 53 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV1 para uma cozedura de Pré-1ªRecuperação (máximo e mínimo)..... | 71 |
| Tabela 3. 54 – Valores do consumo específico do TV1 na cozedura de Pré-1ª Recuperação (máximo e mínimo)..... | 72 |

| | |
|--|----|
| Tabela 3. 55 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV1 para uma cozedura de 1ª Recuperação (máximo e mínimo)..... | 74 |
| Tabela 3. 56 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV1 para uma cozedura de 1ª Recuperação (máximo e mínimo)..... | 74 |
| Tabela 3. 57 - Valores do consumo específico do TV1 na cozedura de 1ª Recuperação (máximo e mínimo)..... | 75 |
| Tabela 3. 58 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV2 para uma cozedura de 2ª Recuperação – Com Pé (máximo e mínimo)..... | 78 |
| Tabela 3. 59 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV2 para uma cozedura de 2ª Recuperação – Com Pé (máximo e mínimo)..... | 78 |
| Tabela 3. 60 - Valores do consumo específico do TV2 na cristalização de 2ª Recuperação – Com Pé (máximo e mínimo)..... | 79 |
| Tabela 3. 61 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV3 para uma cozedura de 2ª Recuperação – corte (máximo e mínimo)..... | 81 |
| Tabela 3. 62 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV3 para uma cozedura de 2ª Recuperação – Corte (máximo e mínimo)..... | 81 |
| Tabela 3. 63 - Valor do consumo específico do TV3 na cozedura de 2ª Recuperação – corte (máximo e mínimo)..... | 82 |
| Tabela 3. 64 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – corte (máximo e mínimo)..... | 85 |
| Tabela 3. 65 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – Corte (máximo e mínimo)..... | 85 |
| Tabela 3. 66 – Valores do Consumo Especifico do TV3 na cozedura de 3ª Recuperação-Corte. | 86 |
| Tabela 3. 67 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – Normal (máximo e mínimo). | 88 |
| Tabela 3. 68 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – Normal (máximo e mínimo). | 88 |
| Tabela 3. 69 – Valores do Consumo Especifico do TV3 na cozedura de 3ª Recuperação – Normal (máximo e mínimo). | 89 |
| Tabela 3. 70 - Caudal mássico das correntes processuais e consumo específico para as diferentes Centrifugas de Recuperação..... | 91 |
| Tabela 3. 71 – Caudal mássico, temperatura e energia das correntes dos condensadores barométricos dos Tachos de Vácuo de Recuperação. | 91 |
| Tabela 3. 72 – Caudal mássico e temperatura das correntes do Depósito de Água Quente. ... | 93 |
| Tabela 3. 73 – Caudal de Água Fria que alimenta o Depósito de Agua Quente..... | 93 |

| | |
|--|----|
| Tabela 3. 74 – Caudal mássico e temperatura das correntes da Torre de Refrigeração..... | 94 |
| Tabela 3. 75- Caudal mássico, caudal energético e temperatura do fluido frio do circuito de Arrefecimento do Óleo da Turbina (máximo e mínimo). | 95 |
| Tabela 3. 76 – Caudal mássico, caudal energético e temperaturas do fluido quente do Permutador de Calor de Arrefecimento dos Motores da Cogeração..... | 96 |

INDICE FIGURAS

| | |
|--|---|
| Figura 2. 1 - Edifício Administrativo da RAR-AÇÚCAR | 1 |
| Figura 2. 2 – Cana-de-Açúcar | 4 |
| Figura 2. 3 – Beterraba Açucareira | 4 |
| Figura 2. 4 – Etapas do Processo de Refinação de Açúcar | 1 |
| Figura 2. 5 – Diagrama do processo de fabrico de Açúcar..... | 1 |
| Figura 3. 1 - Esquema da instalação do Permutador do Xarope de Afinação (PCXA). | 1 |
| Figura 3. 2 - Esquema da instalação de Aquecimento das Aguas Doces. | 1 |
| Figura 3. 3 - Esquema da instalação das Centrifugas de Afinação. | 1 |
| Figura 3. 4 – Esquema da instalação do permutador de aquecimento do Licor de Afinação. | 1 |
| Figura 3. 5 – Esquema da instalação do dissolvedor de recuperação. | 1 |
| Figura 3. 6 – Esquema da instalação das Torres de Saturação..... | 1 |
| Figura 3. 7 – Esquema representativo do funcionamento da etapa de filtração. | 1 |
| Figura 3. 8 – Esquema representativo do ciclo de regeneração das resinas de permuta iónica. 1 | |
| Figura 3. 9 – Esquema representativo do ciclo de Nanofiltração. | 1 |
| Figura 3. 10 – Esquema representativo do funcionamento da etapa de Evaporação..... | 1 |
| Figura 3. 11 – Esquema representativo da instalação do permutador de aquecimento do Licor Final..... | 1 |
| Figura 3. 12 – Esquema representativo da instalação do Evaporador de Duplo – Efeito. | 1 |
| Figura 3. 13 – Representação esquemática do funcionamento do condensador barométrico. ... | 1 |
| Figura 3. 14 - Esquema representativo do processo de Cristalização de Açúcar Branco..... | 1 |

| | |
|---|-------------------------------------|
| Figura 3. 15 – Esquema representativo do funcionamento do condensador barométrico. | 1 |
| Figura 3. 16 – Esquema representativo do funcionamento de uma centrífuga de refinação. | 1 |
| Figura 3. 17 - Esquema representativo do processo de Cristalização de Açúcar Amarelo..... | 1 |
| Figura 3. 18 – Esquema representativo do funcionamento do condensador barométrico do TV6. | 1 |
| Figura 3. 19 – Esquema representativo do processo de Pré-1ªRecuperação. | 1 |
| Figura 3. 20 - Esquema representativo do processo de 1ª Recuperação. | 1 |
| Figura 3. 21 - Esquema representativo do processo de 2ª recuperação - com pé de cozedura.. | 1 |
| Figura 3. 22 – Esquema representativo do processo de 2ª recuperação - corte. | 1 |
| Figura 3. 23 – Esquema representativo do processo 3ª Recuperação - corte. | 1 |
| Figura 3. 24 – Esquema representativo da cristalização de massas de 3ª recuperação - Normal. | 1 |
| Figura 3. 25 – Esquema representativo do funcionamento de uma Centrífuga de Recuperação | 1 |
| Figura 3. 26 – Esquema Representativo das correntes de entrada e saída do Depósito de Água Quente..... | 1 |
| Figura 3. 27 – Esquema representativo do funcionamento da Torre de Refrigeração..... | 1 |
| Figura 3. 28 – Esquema representativo do funcionamento do sistema de Arrefecimento do óleo da Turbina. | 1 |
| Figura 3. 29 – Esquema representativo do sistema de arrefecimento dos motores. | 1 |
| | |
| Figura 4. 1 - Diagrama de rede para o Processo de Refinação de Açúcar | 103 |
| Figura 4. 2 – Proposta de implementação para a Instalação 1. | 1 |
| Figura 4. 3 – Proposta de implementação para a Instalação 2. | 1 |
| Figura 4. 4 - Proposta de implementação para a Instalação 3. | Erro! Marcador não definido. |
| Figura 4. 5 - Proposta de implementação para a Instalação 4. | 1 |

NOMENCLATURA

| | |
|------------|---|
| A | Área |
| Ag | Água |
| C.B | Condensador Barométrico |
| Cond | Condensados |
| Cp | Capacidade Calorífica |
| Dep | Depósito |
| Evap | Evaporador |
| m | Caudal mássico |
| Ms | Matéria Seca |
| MCp | Produto do Caudal mássico e Capacidade Calorífica |
| P | Pressão |
| P.C | Permutador de Calor |
| PE | Ponto de Estrangulamento |
| Rec | Recuperação |
| | |
| T | Temperatura |
| T.R | Torre de Refrigeração |
| TV | Tacho de Vácuo |
| TVs | Tachos de Vácuo |
| U | Coeficiente Global de Transferência de Calor |
| V | Volume |
| Xar.Ref | Xarope de Refinação |
| ΔT | Gradiente de Temperaturas |

1. ENQUADRAMENTO

O aumento do consumo de energia verificado nos últimos anos, devido ao desenvolvimento económico dos países e ao aumento da população tem vindo a suscitar a preocupação, a nível ambiental, das entidades privadas e governamentais.

A RAR – Refinarias de Açúcar Reunidas, como empresa que prestigia as normas ambientais, acredita que a solução para um futuro melhor, a nível ambiental e económico, passa pela implementação de estratégias específicas de optimização de energia.

Assim este estágio tem como objectivo o Levantamento Energético e a Integração Energética do Processo de Refinação de Açúcar da RAR.

O trabalho está, essencialmente, dividido em três fases:

1ª Fase – conhecimento aprofundado do processo de refinação do açúcar, assim como o conhecimento de todas as fases do processo da empresa.

2ª Fase levantamento energético a todos os equipamentos das linhas de produção.

3ª Fase – integração do processo de refinação de açúcar através da metodologia *Pinch*.

O presente documento está dividido em cinco capítulos: Enquadramento, Introdução, Caracterização das correntes processuais do processo de Refinação, Integração Energética e Conclusão.

No capítulo 2, Introdução, faz-se uma breve apresentação do local de estágio, descrevendo o percurso da empresa ao longo dos anos, e do produto fabricado na empresa, o Açúcar. Neste capítulo também se faz a descrição detalhada do Processo de Refinação de Açúcar, dando-se ênfase ao que se passa em cada etapa e quais os equipamentos associados.

No capítulo 3, Caracterização das Correntes Processuais do Processo de Refinação de Açúcar, apresentam-se os valores obtidos nas medições experimentais, e os valores resultantes dos balanços efectuados e o consumo específico de cada equipamento da linha de produção. De forma a facilitar a leitura e compreensão do capítulo aconselha-se que a abordagem a este capítulo seja acompanhada da leitura do capítulo 2.

No capítulo 4, Integração Energética, é apresentado inicialmente um estudo acerca da importância da optimização energética nos processos industriais e quais os métodos disponíveis. Seguidamente é apresentado uma análise da Integração

Energética efectuado ao Processo de Refinação de Açúcar, uma proposta a implementar na Refinaria e uma Análise Económica à respectiva proposta.

Finalmente, no capítulo 5, capítulo da Conclusão apresentam-se as considerações acerca dos resultados obtidos da Integração Energética ao Processo de Refinação de Açúcar.

2. INTRODUÇÃO

2.1. EMPRESA RAR-AÇÚCAR

A indústria de Refinação de Açúcar, na zona Norte de Portugal, até à década de 60 era composta por nove pequenas refinarias, as quais não tinham capacidade nem equipamentos capazes de dar resposta à procura do produto.

A necessidade de se produzir mais e com melhor qualidade, ditou o fim destas e impulsionou o aparecimento de uma refinaria nova e moderna para a época.

Surge, então, em 1962, a RAR - Refinarias de Açúcar Reunidas que durante cinco anos preparou uma instalação nova e equipada com modernos equipamentos.

No primeiro ano de laboração, em 1967, a capacidade de produção anual era de 25.000 toneladas e as vendas atingiam aproximadamente as 22.000 toneladas, representando estes valores 11,78% do consumo nacional para a época.

Em 1968, fruto do crescimento acelerado da empresa, a RAR-Açúcar adquiriu a Refinaria Angola, situada em Matosinhos, aumentando assim a sua cota no mercado para os 45%.

A união das refinarias possibilitou o aumento de funcionários e a especialização em tecnologias associadas ao processo de fabrico, garantindo desta forma um processo industrial com capacidade de obter um produto com qualidade e higiene.

RAR-Açúcar, actualmente, tem uma capacidade de produção acima das 130.000 toneladas por ano (com base numa laboração de cinco dias por semana). Como empresa de referência, que é, aposta numa política de qualidade nos seus produtos. Como resultado desta aposta na qualidade obteve a certificação da qualidade pela norma NP EN ISO 9001:2000 em 1998, em 2006 a certificação Ambiental pela norma ISO 14001:2004. Recentemente, obteve-se em 2009 e 2010 a certificação NP EN ISSO 22000:2005 e certificação IFS (International Food Standard), respectivamente, ambas Normas de Segurança Alimentar.



Figura 2. 1 - Edifício Administrativo da RAR-AÇÚCAR

2.2. O AÇÚCAR

O açúcar é um hidrato de carbono composto por duas moléculas, uma molécula de glicose e uma molécula de frutose, e como tal é um alimento muito rico como fonte de energia.

Também conhecido como sacarose, o açúcar, é sobretudo obtido, a nível comercial, a partir de duas plantas, a cana-de-açúcar e a beterraba. Estas duas plantas são as eleitas uma vez que concentram uma quantidade elevada de açúcar na sua composição.



Figura 2. 2 – Cana-de-Açúcar



Figura 2. 3 – Beterraba Açucareira

A estas plantas é extraído o suco, o qual é, em seguida transformado em cristais vulgarmente conhecidos como cristais de rama (rama) com uma pureza em açúcar que ronda os 98% (restantes 2% em impurezas). Esta transformação é necessária pois os cristais são a melhor forma de conservar este produto natural.

A produção de açúcar a partir de cana-de-açúcar é mais frequente do que a produção a partir de beterraba porque o rendimento do processo industrial é mais elevado com aquela planta.

2.3. PROCESSO DE REFINAÇÃO DO AÇÚCAR

A matéria-prima, a rama, usada pela RAR para a produção de cristais de açúcar refinado é proveniente da cana-de-açúcar. Esta matéria-prima tem várias origens, como por exemplo Brasil, Cuba, Ilhas Maurícias, Costa Marfim, Austrália, Zimbabué.

O facto de a matéria-prima ter diferentes origens faz com que as condições operatórias do processo alterem mediante a sua origem, tornando-se o processo de refinação um processo muito variável e por isso dependente do operador. Este facto implica um levantamento energético mais complexo e moroso.

A refinação tem como objectivo extrair a máxima quantidade de sacarose existente numa rama, e através de processos de cristalização, obter cristais de açúcar de elevada pureza, que obedeçam às normas em vigor para este produto alimentar.

O processo de refinação é constituído essencialmente por sete etapas conforme se esquematiza de forma genérica na figura 2.4 e em maior detalhe na produção de açúcar branco e açúcar amarelo na figura 2.5.

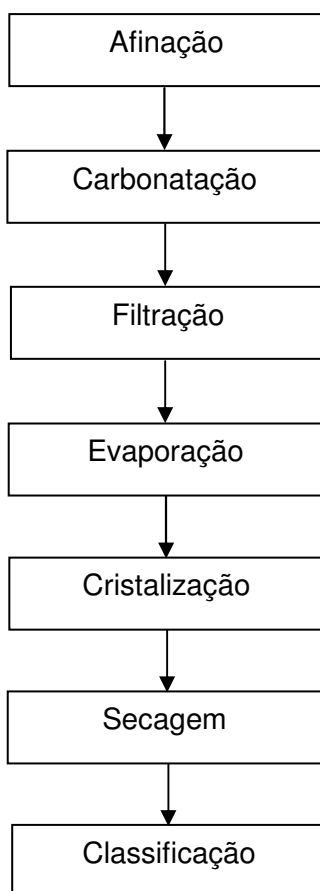


Figura 2. 4 – Etapas do Processo de Refinação de Açúcar

2.3.1. Afinação

A rama de açúcar, proveniente da cana-de-açúcar, tem um aspecto acastanhado escuro devido à película de impurezas que envolve o cristal. Esta película é a grande responsável pela acumulação das impurezas que é necessário remover para se obter um açúcar que esteja de acordo com as normas alimentares.

O objectivo da afinação é separar a película superficial de impurezas do cristal de rama, para tal à rama é adicionado xarope de afinação quente, para que esta película seja amolecida. A esta mistura chama-se Magma de Afinação. Posteriormente este magma vai ser centrifugado dando-se a separação entre o Xarope envolvente, que contém a maior parte das impurezas, e os cristais de rama.

Preparação do Magma de Afinação

A rama é transportada do armazém para a fábrica através de um tapete rolante e é armazenada num silo. De acordo com as necessidades de produção, parte desta rama é em seguida pesada numa balança e descarregada na amassadora onde se vai dar a mistura da rama com o xarope de afinação quente.

A cada carga de rama para a **amassadora de rama** é feita uma adição de xarope de afinação quente, o doseamento da adição é feito mediante a consistência pretendida para o magma. O magma de afinação deve ter entre 66 e 68 °Brix (percentagem de massa de sólidos na solução) e a sua temperatura deve ser cerca de 40°C.

O Xarope de Afinação que é adicionado à rama é previamente aquecido até à gama de temperaturas 70-75 °C e o seu Brix deve oscilar entre 70-75°Brix.

O resultado desta mistura é o magma de afinação que através de uma calha passa para uma amassadora intermédia. Esta amassadora intermédia, designada por **amassadora intermédia**, recebe o magma composto por uma mistura de cristais de rama e xarope sobressaturado em sacarose, que cristaliza durante o tempo que permanece nesta amassadora.

Após esta operação o magma segue para as centrífugas de afinação.

Centrifugação do Magma de Afinação

A secção das **centrífugas de afinação** é constituída por quatro centrifugas descontínuas. As centrífugas são constituídas essencialmente por um cilindro vertical revestido com uma rede, que funciona como uma cesta.

O objectivo das Centrifugas de Afinação é separar os Cristais de Rama (dando origem ao Açúcar Afinado) do Xarope que os envolve, o Xarope de Afinação.

O ciclo de uma centrifugação tem início quando o magma de afinação entra no topo da centrífuga e espalha-se na parede da cesta da centrífuga, devido à força centrífuga (50-80 rpm). Este movimento de rotação vai aumentando e vai expulsando o xarope pela rede da cesta. Quando a rotação atinge as 1500 rpm a maior parte do xarope que envolve os cristais já foi expulso sendo então feita uma lavagem para retirar a película que ainda resta.

A lavagem é feita com água quente a 85-90°C e é introduzida na centrífuga através de uma cana de injectores.

Após a lavagem, a centrífuga entra em desaceleração, e com a ajuda de um raspador, descarrega o açúcar afinado para um sem fim (transportador de parafuso) o qual é provido de injectores que adicionam água doce. Esta adição de águas doces é feita para facilitar o transporte de açúcar para o dissolvedor e ao mesmo tempo vai funcionando como pré-dissolvedor.

No final de cada ciclo procede-se à lavagem da rede da centrífuga, de forma a retirar os grãos de açúcar que ficaram agarrados à rede da cesta da centrífuga.

Dissolução do açúcar afinado

Nesta operação vai ser dissolvido o açúcar afinado, o açúcar recuperado e o açúcar não conforme. A dissolução destes açúcares é feita em dissolvedores.

O açúcar afinado e o açúcar recuperado são provenientes da etapa de afinação e da etapa de recuperação. Para cada tipo de açúcar há um dissolvedor, dissolvedor de afinação e dissolvedor de recuperação, respectivamente.

O açúcar não-conforme é o açúcar que retorna à fábrica por não reunir todas as condições que o possibilitam de ser vendido, tais como rompimento das embalagens ou empedramento do açúcar devido à humidade. O **dissolvedor de afinação** é o tanque que recebe o açúcar proveniente das centrífugas de afinação, contém três agitadores e apesar de ter uma válvula de vapor directo este não é

aquecido durante a operação, somente no arranque (início da semana) e caso haja algum problema que justifique a sua utilização.

O **dissolvedor de Recuperação** é o tanque que recebe o açúcar de recuperação e o dissolve com águas doces, este tanque é aquecido com vapor directo, através de uns injectores, durante a operação.

Após serem dissolvidos os açúcares passam para um tanque rectangular, chamado **tanque do dissolvedor**.

Este tanque recolhe os licores provenientes de cada dissolvedor, e antes de caírem no tanque passam por um peneiro vibratório, permitindo retirar sólidos indesejáveis que ainda possam existir no licor. Uma parte do licor é bombeada para a etapa seguinte e a restante parte é bombeada para o dissolvedor de Afinação.

Antes de entrar no dissolvedor de afinação, o licor é aquecido de 70°C para 95°C num permutador de placas.

No tanque do dissolvedor também são adicionadas águas doces para que os licores sejam ajustados para uma concentração de aproximadamente 65°Brix.

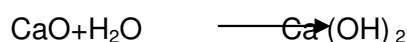
Ao licor que sai do dissolvedor dá-se o nome de licor de afinação, o qual é bombeado para a próxima etapa, a carbonatação.

2.3.2. Carbonatação

A carbonatação é um processo de purificação, que tem como objectivo eliminar as impurezas que ainda não foram eliminadas do licor nas etapas anteriores, dado que só os sólidos de maior dimensão foram removidos.

Para tal recorre-se a reacções de carbonatação que através de fenómenos de co-precipitação promovem a formação de precipitados de carbonato de cálcio que vão arrastar as impurezas que estão em suspensão.

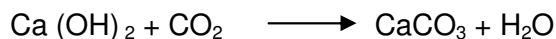
A primeira fase deste processo consiste em adicionar uma solução de hidróxido de cálcio a 10°Bé ao Licor Afinado no **misturador licor+cal**. À solução de hidróxido de cálcio dá-se o nome corrente de Leite de Cal e é preparada previamente a partir de óxido de cálcio e água (**preparador de cal**), dando-se a seguinte reacção:



A mistura licor+cal entra, por gravidade, nos **saturadores** (três saturadores) que são aquecidos com vapor que passa numa calândria, de forma a garantir a temperatura da reacção (cerca de 80°C). Quando esta mistura entra nos saturadores

uma corrente de gás, contendo CO₂ e ar, entra em contacto com a mistura licor+cal e precipita o hidróxido de cálcio sob a forma de carbonato de cálcio.

A reacção que ocorre dentro dos saturadores pode ser descrita da seguinte forma:



A corrente de gás usada é proveniente dos gases de combustão das caldeiras. Estes gases antes de entrarem nos saturadores (saturadores A, A1e A2) sofrem uma lavagem, numa **torre de lavagem de gases**, de forma a serem retiradas poeiras, fuligens ou gases solúveis que possam conter. A lavagem é feita com água e à saída da torre os gases passam por solução de hidróxido de sódio para serem neutralizados.

A entrada do CO₂ nos saturadores é controlada pelo pH do licor+cal existente nos saturadores, devendo ser pH≈ 9. Quando o licor sai dos primeiros saturadores é encaminhado para outro saturador (saturador B, sem aquecimento) que tem como função permitir o acerto do pH para valores compreendidos entre 8 e 8,3. O acerto do pH realizado com a adição de CO₂ proveniente dos gases de combustão deve ser efectuado para garantir que os precipitados não se dissolvam no licor (este equipamento não foi representado no esquema da figura 2.5)

Ao produto obtido nos saturadores dá-se o nome de licor carbonatado.

2.3.3. Filtração

A etapa de filtração tem como objectivo remover os precipitados resultantes da carbonatação.

O processo de filtração está dividida em duas fases, primeiro o licor carbonatado passa por um **filtro de prensa** (conhecido como *Putsch*) e por fim num **filtro rotativo**, este último é usado para eliminar qualquer partícula que não tenha sido retida no primeiro filtro, funcionando assim como um filtro de segurança. Na fábrica existem dois filtros de prensa e dois filtros rotativos que trabalham desfasados para permitir que a fábrica trabalhe em contínuo quando um filtro termina um ciclo e entra em lavagem.

Antes de se iniciar o ciclo de filtração faz-se passar uma suspensão, feita a partir de dicalite mais licor, pelo filtro para que todas as telas das placas do filtro fiquem totalmente molhadas, a esta etapa chama-se pré-camada. A pré-camada tem como objectivo facilitar a filtração, criando uma película nas telas que ajuda a reter os precipitados e no final do ciclo facilita a remoção do bolo.

O licor carbonatado entra no filtro de prensa, e ao atravessar o conjunto de placas, os precipitados que estão no licor carbonatado vão ficando retidos nas membranas. O processo é contínuo e o licor vai sendo transferido para o filtro rotativo de segurança.

Ao fim de algum tempo, tanto o filtro de prensa como o filtro rotativo atingem a sua pressão máxima, sendo necessário efectuar a sua limpeza.

Na limpeza dos filtros de prensa faz-se passar água quente pelo bolo com a finalidade de recuperar o açúcar contido neste, esta água de lavagem dá origem às Águas Doces. Terminada a limpeza, o filtro abre e o bolo cai para um **transportador sem fim**, onde se faz a pré-dissolução do bolo com água quente de forma a tornar o bolo num resíduo líquido que é encaminhado para um depósito de Águas Turvas.

Na lavagem do filtro rotativo também se faz passar água quente, mas neste filtro a água de lavagem desfaz o bolo e dá origem a águas turvas que também são encaminhadas para o depósito de Águas Turvas.

As Águas Turvas resultantes das lavagens dos filtros são encaminhadas para um outro **filtro de prensa (Choquet)** para que estas águas sejam filtradas e se recupere o açúcar (sob a forma de água doce) que possa ter ficado retido no bolo durante a filtração.

O licor filtrado é encaminhado para um depósito (não representado na figura 2.5) antes de prosseguir para a etapa seguinte, a Descoloração, no caso da produção de Açúcar Branco. No caso de se pretender produzir Açúcar Amarelo o licor filtrado é enviado para a etapa de cristalização.

2.3.4. Descoloração

Nesta etapa do processo pretende-se remover a cor ao licor de açúcar (licor filtrado) para que no final os cristais de açúcar não apresentem uma cor escura.

A descoloração é feita através do processo de permuta iónica, este processo consiste numa troca estequiométrica de catiões ou aniões duma fase líquida por catiões ou aniões de uma resina permutadora de iões.

Na RAR existem cinco sistemas em paralelo: dois sistemas de uma coluna e três sistemas de duas colunas em série (colunas de descoloração).

O interior de cada coluna é constituído por um leito de resinas, do tipo aniónicas forte, que vão permutar o ião cloreto da resina com o anião corante presente no licor, aquando da passagem do licor pelo leito da resina

Ao fim de algum tempo as resinas atingem a capacidade máxima de permuta, ou seja, a resina encontra-se saturada e já não consegue efectuar a troca de iões. Então é necessário parar o sistema, deixar de alimentar licor, e iniciar a regeneração de forma a restituir a capacidade de permuta da resina.

A regeneração é dividida em várias fases:

1º Desaçucaramento – é a primeira etapa da regeneração, a coluna encontra-se cheia de Licor e é necessário expulsá-lo. Começa a entrar Água Quente, pelo topo da coluna, e à saída da coluna sai Licor que é enviado para o depósito de Licor Final (não representado na figura 2.5).

2º Desaçucaramento – quando a concentração à saída coluna é inferior a 40ºBrix, a corrente de saída é enviada para o **depósito das Águas Doces das resinas**.

Esvaziamento – nesta fase a coluna já expulsou todo o Licor, contendo no seu interior Água, a qual é encaminhada para a ETAR.

Descompactação – entrada de ar comprimido, pela base da coluna, de forma a descompactar as resinas.

Enchimento – entrada de água (água recuperada) pelo topo lateral da coluna.

Levantamento – de forma a eliminar caminhos preferenciais alimenta-se água (água recuperada) pela base da coluna, a qual sai pelo topo da coluna e é enviada para a ETAR.

Regeneração com sal - faz-se passar uma solução de cloreto de sódio (salmoura) pela coluna, que ao entrar em contacto com a resina provoca o fenómeno inverso aquando da passagem do licor. Os iões de cloreto da resina são repostos através da passagem de salmoura, sendo os iões corados libertados para a salmoura. No primeiro período de tempo de passagem de salmoura, o efluente expulso tem uma concentração de cloretos baixa podendo ser enviado para a ETAR, quando a concentração do efluente começa a ser superior a 130 mg/cm o efluente é enviado para a estação de Nanofiltração, de forma a recuperar parte dos cloretos.

Lavagem Lenta – entrada de água quente e o efluente que é expulso é encaminhado para a ETAR.

Lavagem Rápida – entrada de água quente e o efluente que é expulso, neste caso água, é recuperado.

A solução aquosa de cloreto de sódio usada na regeneração tem uma concentração de 10ºBaumé. No entanto esta solução pode ser preparada de várias maneiras, dependendo do tipo de regeneração que se pretende. Existem dois tipos de regeneração: regeneração normal e regeneração especial.

A regeneração normal é feita quando a coluna atinge 10 horas de permuta. Para esta regeneração a solução de cloreto de sódio é preparada com salmoura recuperada, a qual é ajustada para 10°Bé com salmoura fresca filtrada.

No caso de regeneração especial, que ocorre quando já foram efectuadas 20 regenerações normais, a solução de salmoura é fresca.

O licor à saída das colunas de descoloração é encaminhado para depósito (não representado na figura 2.5) antes de seguir para a etapa de Evaporação.

2.3.5. Evaporação

À saída da descoloração o licor não tem impurezas e já está em condições de ser cristalizado. No entanto a concentração de açúcar no licor não é muito elevada, cerca de 63°Brix, então este licor, pré aquecido no **permutador de calor** (PCELF), vai primeiro passar por um processo de evaporação de forma a elevar a sua concentração.

A evaporação é feita de forma contínua num **evaporador de duplo efeito**. O evaporado é composto por dois corpos cilíndricos e ambos os corpos têm uma calândria de tubos verticais, no entanto só no primeiro corpo é que tem entrada de vapor vivo. O aquecimento do segundo corpo é feito com os vapores resultantes da evaporação que ocorre no primeiro corpo. Os vapores passam do primeiro para o segundo corpo devido a este último se encontrar sob o efeito de vácuo que é criado num condensador barométrico que lhe está associado.

Os vapores que são formados no segundo efeito são aproveitados para aquecer uma corrente de água fria que alimenta o depósito de água quente da fábrica. Este aquecimento é feito num **permutador de calor** de carcaça e tubos (PCE2), onde são purgados os condensados obtidos.

O vapor que não condensou entra num **condensador barométrico**, provocando a condensação total dos vapores, devido ao contacto directo da água fria com estes. A água fria que entra no condensador barométrico é proveniente da **torre de refrigeração**.

No final da evaporação a concentração do licor é de aproximadamente 72°Brix.

2.3.6. Cristalização Açúcar Branco

Cristalização de açúcar é a transformação do Licor Concentrado em cristais de açúcar e solução saturada de açúcar, designando-se esta mistura por Massa Cozida.

De forma a se obter os cristais de açúcar procede-se à centrifugação das Massas Cozidas, onde se promove a separação das duas fases, Cristais de Açúcar e solução saturada de açúcar (Xarope de Refinação).

Cristalização de Açúcar Branco

O processo de cristalização é feito em cristalizadores descontínuos recorrendo-se a vácuo. A estes cristalizadores dá-se o nome de **Tachos de Vácuo** e à cristalização que ocorre dentro destes dá-se o nome de cozedura.

Na refinaria existem três tachos de vácuo para a cristalização de Açúcar Branco (TV4,TV5 e TV7).

O tacho de vácuo pode ser descrito como um corpo cilíndrico provido de uma calândria de vapor.

A cristalização ocorre devido a fenómenos de evaporação, ou seja, o licor concentrado que entra no tacho é concentrado até ao ponto de sobressaturação. Atingindo-se este ponto é adicionado uma suspensão de pó de açúcar em álcool (sementeira), a qual é responsável pela formação dos cristais. Posto isto, é adicionado xarope de refinação ou mais licor, mediante o tipo de açúcar pretendido, para promover o crescimento de cristais e o enchimento do tacho.

O xarope de refinação alimentado ao tacho de vácuo é obtido na centrifugação (**centrifugas de refinação**) da massa obtida na cozedura.

Apesar de a cozedura ser em descontínuo, os vapores resultantes da evaporação vão sendo retirados continuamente do tacho, onde primeiramente passam por um separador e seguidamente num **condensador barométrico**. O separador tem como objectivo separar possíveis partículas de açúcar que possam ter sido arrastadas nos vapores, garantindo que estes sigam para o condensador livres de açúcar. Os vapores quando entram no condensador são postos em contacto com uma corrente de água fria que promove a condensação total dos vapores. A água resultante desta condensação sofre uma queda acentuada, antes de entrar na torre de refrigeração, esta queda de pressão é a responsável pelo vácuo criado no interior do tacho.

O vácuo tem um papel importante e decisivo numa cozedura, uma vez que as soluções de açúcar sofrem degradação térmica, implicando que a temperatura de cozedura não possa ser muito elevada, e esteja compreendida no intervalo de

temperatura entre 72-75 °C. Para além de prevenir a formação de açúcares de cor mais intensa ou de açúcares invertidos, também proporciona uma diferença de temperatura maior entre a alimentação de licor e a alimentação de vapor resultando assim numa maior transferência de calor entre as duas correntes.

Terminado o tempo de cozedura a massa é descarregada para um **depósito cristalizador**. Este tanque contém um agitador que permite que as massas cozidas se mantenham misturadas para serem centrifugadas na etapa seguinte.

Centrifugação das massas cozidas

A centrifugação é feita em cinco centrífugas descontínuas, às quais se dá o nome de **centrífugas de refinação** (1R, 2R, 3R, 4R e 5R), onde ocorre a separação dos cristais de açúcar e da solução saturada de açúcar (xarope refinação).

O ciclo de uma centrifugação tem início com a entrada da massa cozida pelo topo da centrífuga e através do movimento de rotação a massa espalha-se pelo cesto. Durante alguns segundos a centrífuga aumenta a rotação até atingir a rotação para a qual está programada, quando esta rotação é atingida os cristais já estão maioritariamente separados do xarope, procedendo-se então à sua lavagem com água quente.

Esta lavagem tem como objectivo eliminar a película de xarope que envolve o cristal e a água utilizada é proveniente de condensados (limpos) recuperados.

O dispositivo que faz a lavagem dos cristais e a lavagem da cesta no final de cada ciclo de centrifugação tem o mesmo princípio de funcionamento das centrífugas de afinação.

No final de cada ciclo de centrifugação, os cristais de açúcar obtidos encontram-se húmidos e necessitam de ser secos. O xarope (Xarope de Refinação) que é separado dos cristais é utilizado nas cozeduras seguintes.

2.3.7. Cristalização Açúcar Amarelo

A cristalização de Açúcar Amarelo é feita a partir de Licor Filtrado (proveniente da etapa de filtração) e de Xarope de Refinação. Este Xarope de Refinação é proveniente de uma cozedura de Licor Filtrado. Ou seja, tanto o xarope como o licor não sofreram descoloração nas colunas de permuta iónica.

O Licor e o Xarope são alimentados a um tacho de vácuo (TV6), onde são concentrados até ao aparecimento espontâneo de Cristais. Neste tipo de cozedura pretende-se formar Cristais de pequenas dimensões e em grande quantidade, daí o facto de não se usar sementeira para formação de cristais, a qual promove a formação de cristais de maiores dimensões.

Formada a massa de cristais de Açúcar Amarelo, o Tacho aquece a massa até aos 110°C, provocando o aumento da pressão no interior do Tacho.

Quando atinge esta temperatura a massa está pronta e é descarregada nos Areadores. Este equipamento funciona sob vácuo com o objectivo de eliminar a água presente na massa de açúcar. O seu princípio de funcionamento baseia-se na separação da água na Massa Cozida através do próprio calor da massa. A água que é evaporada passa por um separador e seguidamente por um condensador barométrico.

Quando o Açúcar Amarelo húmido está pronto, ou seja, a máxima quantidade de água já foi evaporada, o açúcar é descarregado dos Areadores para um sistema de transporte que o conduz até ao local de ensaque.

Salienta-se que este Açúcar Amarelo não passa pelas etapas que se seguem, que apenas se referem ao Açúcar Branco.

2.3.8. Secagem

O açúcar obtido nas centrífugas de refinação é um açúcar que contém um teor de humidade que não permite a conservação do açúcar nas melhores condições.

Assim sendo é necessário remover a água em excesso, para tal são usados dois secadores rotativos com capacidade de 10 e 20 toneladas.

A secagem (etapa não representada na figura 2.5) é feita com um fluxo de ar em co-corrente. O ar é aspirado através de ventiladores e antes de entrar no secador passa por filtros que garantem que as impurezas contidas no ar não sejam arrastadas.

À saída do secador entra ar à temperatura ambiente em contra-corrente, que também é aspirado por um ventilador, conduzindo-o para um ciclone que faz a

separação do açúcar contido no ar. Este açúcar que é separado no ciclone dá origem às águas doces do despoeiramento.

2.3.9. Classificação

Depois da secagem o açúcar é encaminhado, através de transportadores de tela e elevadores de alcatruzes, ou para silos antes de serem classificados ou directamente para classificadores.

Os classificadores são peneiros vibratórios com mais que uma rede que permitem a separação dos cristais de açúcar em diferentes granulometrias.

2.3.10. Armazenamento

O açúcar é armazenado em armazéns com ambiente condicionado, após ser embalado.

2.3.11. Recuperação de Açúcar

Das etapas de centrifugação resultam muitos excedentes de xaropes que ainda contêm um teor de sacarose considerável que pode ser recuperado.

Surge então outro sector no processo de refinação de açúcar, o sector da Recuperação, que pode ser integrado na etapa de cristalização uma vez que faz uso desta técnica.

Este sector visa recuperar a sacarose dos Xaropes excedentes e a sacarose das Águas Doces (provenientes dos despoeiramentos, água de lavagem dos filtros, água de lavagem das resinas, etc.).

No sector de recuperação são usados também Tachos de Vácuo (TV1, TV2 e TV3) para cristalizar o Açúcar que está presente nas correntes acima referidas, a cristalização pode ser classificada em quatro tipos: Pré-primeira, Primeira, Segunda e Terceira.

As massas resultantes de cada cozedura têm diferentes teores de sacarose. As massas mais ricas em sacarose são as de pré-primeira e primeira sendo as restantes, de segunda e terceira as menos ricas em sacarose.

Todas as massas obtidas são centrifugadas, mas consoante as purezas (teor de sacarose) os açúcares resultantes têm diferentes destinos. Os Açúcares

resultantes da pré-primeira e primeira recuperação são introduzidos no início do processo, através do Dissolvedor de Recuperação. Enquanto o Açúcar proveniente da segunda e terceira recuperação é utilizado como pé de cozedura (alternativa à sementeira) nas cozeduras de 1ª Recuperação e 2ª Recuperação, respectivamente.

A centrifugação das Massas Cozidas, obtidas nos Tachos de Vácuo de recuperação, são centrifugadas em Centrífugas Contínuas e cada Massa Cozida tem a sua centrífuga.

3. CARACTERIZAÇÃO DAS CORRENTES PROCESSUAIS DO PROCESSO DE REFINAÇÃO DE AÇÚCAR

Sendo o objectivo deste trabalho a integração energética do processo de refinação de açúcar, é importante a identificação e caracterização pormenorizada das correntes processuais.

Esta caracterização tornou-se morosa, uma vez que foi necessário efectuar varias vezes a mesma medição para a mesma corrente processual. Isto porque a matéria-prima não é sempre a mesma, os objectivos de produção variam diariamente e o facto de haver rotação de turno a operar o mesmo equipamento fazem com que as condições operatórias não sejam constantes.

A apresentação dos valores obtidos, resultantes deste estudo, para a caracterização das correntes processuais está dividida de acordo com as etapas descritas no capítulo 2 e são apresentadas pela mesma sequência do processo de fabrico.

Para cada equipamento foram caracterizadas, a nível experimental, as condições operatórias, máximas e mínimas, das correntes (caudal, temperaturas, °Brix, pureza e pressão). Quando experimentalmente não era possível determinar estes valores, recorreu-se a balanços de massa e energia, como por exemplo para a determinação do caudal de vapor.

Todos os valores apresentados são referentes às medições experimentais realizadas no período de estágio. Em anexo podem ser consultados as equações utilizadas para caracterizar as propriedades físicas das correntes (Anexo A) e os valores de todas as medições efectuadas a cada equipamento (Anexo B).

3.1. AFINAÇÃO

Os equipamentos que implicam o consumo de utilidades nesta etapa são o Permutador de Xarope de Afinação (PCXA), o Permutador de Águas Doces (PCAG), as Centrifugas de Refinação, o Permutador do Licor de Afinação (PCLA) e o Dissolvedor de Recuperação.

3.1.1. Permutador de Calor do Xarope Afinação (PCXA)

Descrição do Sistema

Este equipamento tem como objectivo aquecer o Xarope de Afinação que vai ser alimentado à Amassadora de Rama. A temperatura do Xarope deve estar compreendida no intervalo de 70-75 °C.

O sistema de aquecimento é constituído por um permutador de placas, que opera continuamente, e utiliza vapor como fonte de aquecimento.

O levantamento efectuado a este equipamento tem como objectivo determinar a quantidade de vapor que é consumida no aquecimento do Xarope de Afinação. Na figura 3.1 está representado o esquema da instalação, assim como a fronteira onde vai ser aplicado o balanço de energia.

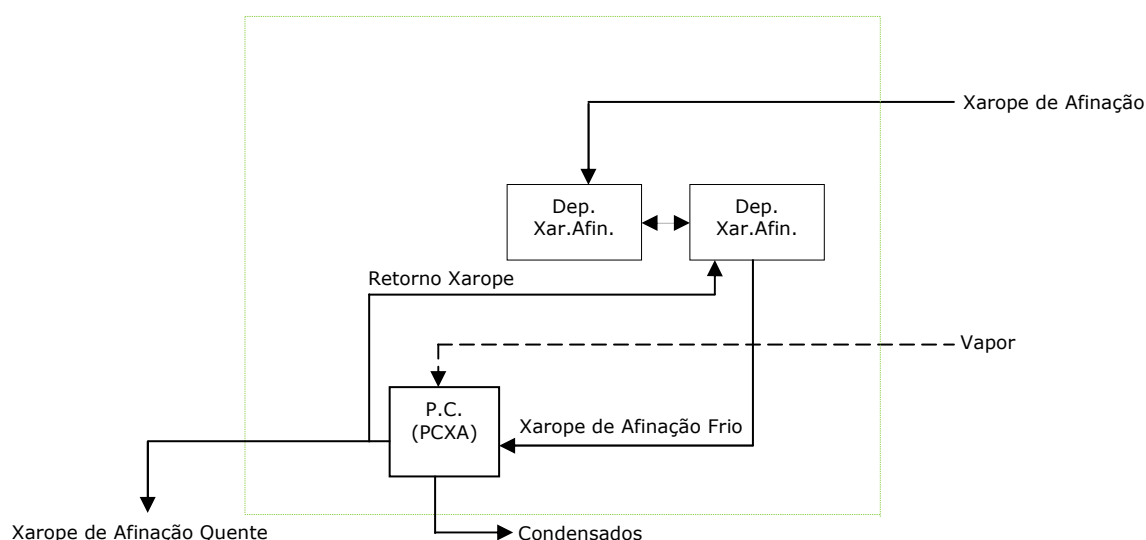


Figura 3. 1 - Esquema da instalação do Permutador do Xarope de Afinação (PCXA).

Caracterização das condições operatórias

Os valores máximos e mínimos de caudal, pressão, temperatura e concentração das correntes envolvidas neste processo são apresentadas na tabela 3.1.

Em anexo (Anexo B 1.1 e B.1.2.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 1 - Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento do Xarope de Afinação (máximo e mínimo).

Balanco de Massa e Energia

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente do permutador de aquecimento do Xarope de Afinação, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema, são apresentados na tabela 3.2.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) do Xarope de Afinação e das propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 2 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento do Xarope de Afinação (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Na tabela 3.3 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, do permutador de aquecimento do Xarope de Afinação referentes aos ensaios realizados. Em anexo (Anexo B.1.2.) podem ser consultados os valores calculados para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 3 – Valores do consumo específico do sistema de aquecimento do Xarope de Afinação (máximo e mínimo)

3.1.2. Permutador de Calor das Águas Doces (PCAG)

Descrição do Sistema

O objectivo deste permutador é aquecer as Águas Doces que vão ser usadas na pré-dissolução do Açúcar Afinado (que é encaminhado para o Dissolvedor de Afinação) e na pré-dissolução do Açúcar Recuperado (que é encaminhado para o Dissolvedor de Recuperação). Na figura 3.2 está representado o esquema da instalação do permutador das águas doces e a fronteira ao qual vai ser aplicado o balanço (linha verde tracejada).

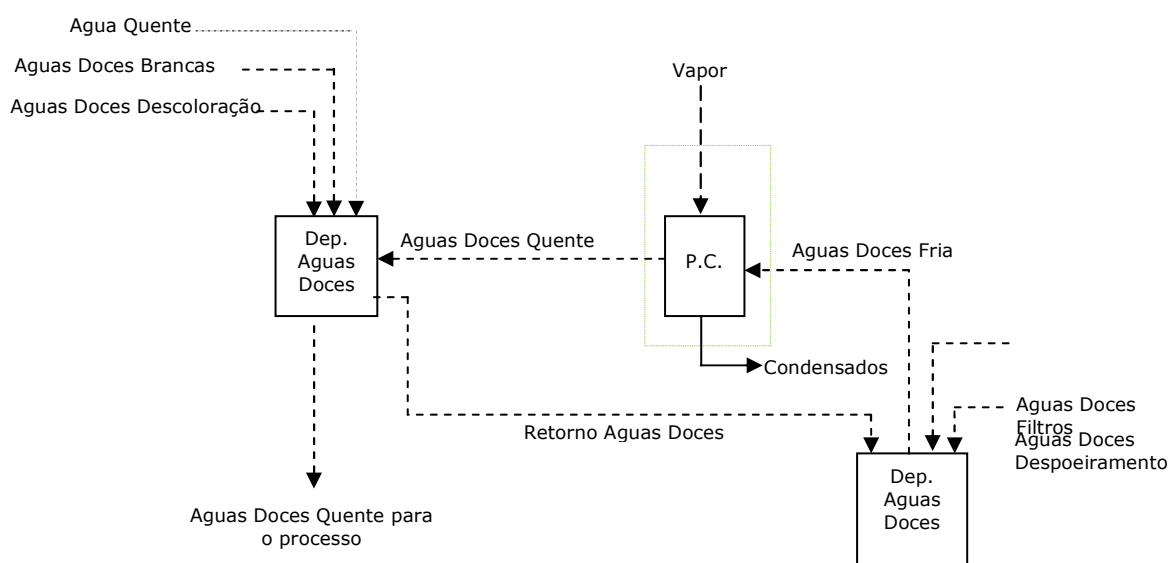


Figura 3. 2 - Esquema da instalação de Aquecimento das Águas Doces.

Caracterização das condições operatórias

Os valores máximos e mínimos de caudal, temperatura, pressão e concentração das correntes envolvidas neste processo são apresentadas na tabela 3.4.

Em anexo (Anexo B.1.3.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 4 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento das Águas Doces (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao permutador de aquecimento da Água Doce, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.1.3.), são apresentados na tabela 3.5.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) da Água Doce e das propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 5 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento das Águas Doces (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Na tabela 3.6 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, do permutador de aquecimento das Águas Doces referentes aos ensaios realizados. Em anexo (Anexo B.1.3.) podem ser consultados os valores calculados para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 6 – Valores do consumo específico do sistema de aquecimento das Agua Doce (máximo e mínimo).

3.1.3. Centrifugas de Afinação

Descrição do Sistema

Este equipamento tem como função centrifugar o Magma de Afinação. Na refinaria existe quatro centrifugas descontínuas com capacidade de 1250 kg, e que podem ser descritas como um corpo cilíndrico revestido com uma rede perfurada, ao qual se chama cesta, com um sistema de injectores de água para permitir lavagem dos cristais e da rede da centrífuga.

Na figura 3.3 está representado o esquema da instalação das Centrifugas de Afinação. Conforme se pode observar em cada Centrifuga entra Magma de Afinação e Água Quente (proveniente do Tanque de Agua Quente (ver secção 3.9.)), e sai Cristais de Açúcar e Xarope de Afinação.

Neste equipamento apenas o caudal do Xarope de Afinação é determinado por balanço. Os caudais das restantes correntes (magma que alimenta as centrifugas, água quente consumida durante a centrifugação e açúcar obtido) foram determinados experimentalmente.

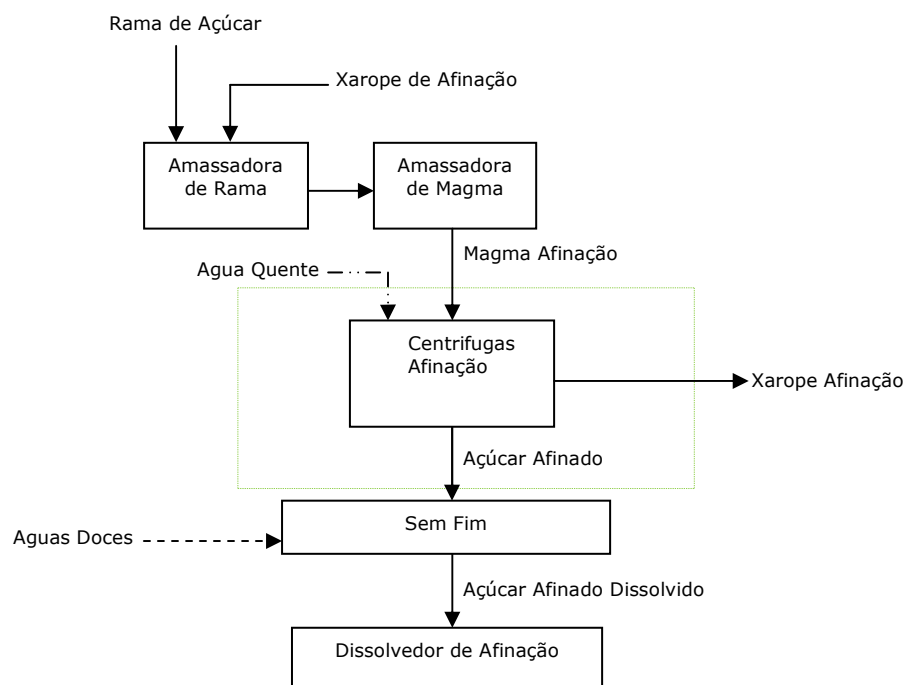


Figura 3. 3 - Esquema da instalação das Centrifugas de Afinação.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.7 são apresentados os valores das medições efectuadas experimentalmente, tais como o tempo de cada ciclo de centrifugação, tempo de lavagem da rama, tempo de lavagem da rede (no final de cada ciclo de centrifugação), o caudal de alimentação de Magma em cada Centrifuga e o Açúcar obtido no final do ciclo de centrifugação. É de realçar que neste equipamento só foi possível realizar um ensaio experimental para cada centrífuga, uma vez que para cada ensaio é necessário que as restantes centrifugas estejam paradas, fazendo com que o processo de fabrico atrase.

Em anexo, Anexo B.1.4., estão apresentados os procedimentos adoptados para as medições experimentais e os cálculos efectuados.

Tabela 3. 7 – Caracterização das condições operatórias das Centrifugas de Afinação.

Caudais Mássicos

Na tabela 3.8 são apresentados os valores dos caudais do Xarope de Afinação obtidos a partir do balanço de massa e os valores dos consumos de água para as lavagens (rama e rede) obtidos a partir das curvas características dos injectores. Os cálculos efectuados podem ser consultados em anexo, Anexo B.1.4.

Tabela 3. 8 – Caudais mássicos das correntes processuais das Centrifugas de Afinação.

3.1.4. Permutador de Calor do Licor Afinação (PCLA)

Descrição do Sistema

O objectivo deste permutador de placas é aquecer a corrente de licor que vai ser alimentada ao Dissolvedor de Afinação, de forma a permitir a dissolução do Açúcar Afinado. A corrente de licor provém do Tanque do Dissolvedor e tem como finalidade dissolver o açúcar afinado que resulta da centrifugação do magma.

O aquecimento desta corrente permite aproveitar a energia com que ela sai do tanque dissolvedor, e diminuir a quantidade de vapor directo que entra no dissolvedor de afinação evitando assim problemas como a caramelização do açúcar quando o vapor é directamente introduzido.

Na figura 3.4 está representado o esquema da instalação do permutador do Licor de Afinação.

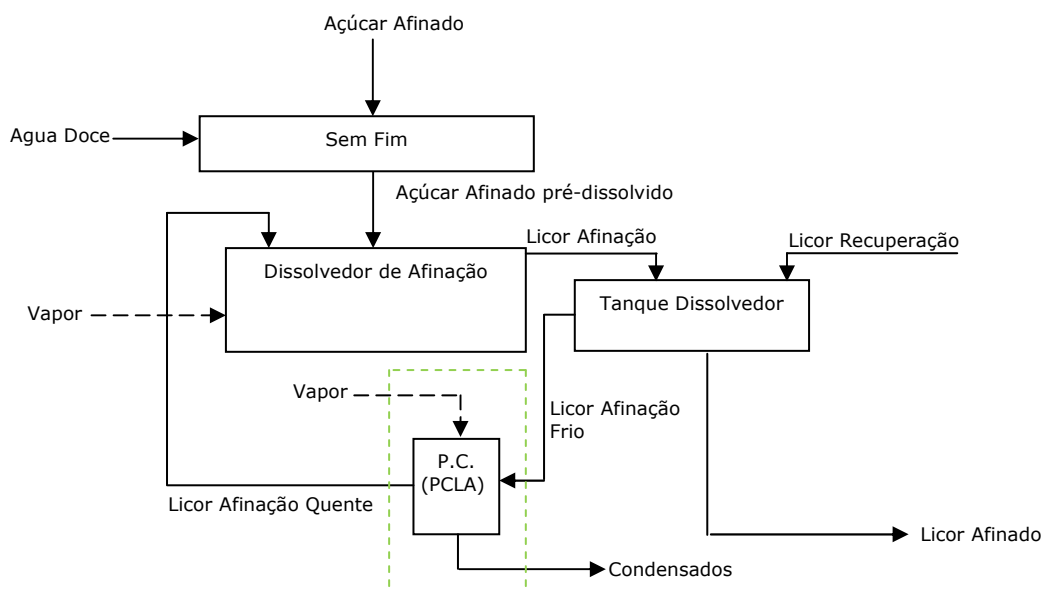


Figura 3. 4 – Esquema da instalação do permutador de aquecimento do Licor de Afinação.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.9 são apresentados os valores do caudal de Licor Afinação, mínimo e máximo as condições de operação do sistema de aquecimento do Licor de Afinação em diferentes ensaios.

Em anexo (Anexo B.1.5.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 9 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento do Licor de Afinação (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao permutador de aquecimento do Licor de Afinação, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.1.5.), são apresentados na tabela 3.10.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) do Licor de Afinação e das propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 10 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento do Licor de Afinação (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Na tabela 3.11 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, do permutador de aquecimento da Água Doce referentes aos ensaios realizados. Em anexo (Anexo B.1.5.) podem ser consultados os valores calculados para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 11 – Valores do consumo específico do sistema de aquecimento do Licor de Afinação (máximo e mínimo).

3.1.5. Dissolvedor de Recuperação

Descrição do Sistema

O objectivo deste equipamento é dissolver açúcar recuperado proveniente da etapa de recuperação inserindo-o novamente no processo. O açúcar de recuperação é um produto obtido a partir de excedentes de Xaropes que resultam do processo de refinação. Numa primeira fase o xarope é cristalizado, obtendo-se uma mistura de cristais de açúcar envolvidos numa solução saturada de sacarose. Em seguida esta mistura é centrifugada separando-se assim os cristais de Açúcar da solução saturada. Este Açúcar obtido é o Açúcar Recuperado (Açúcar de Pré-1ª Recuperação e Açúcar de 1ª Recuperação) que antes de entrar no Dissolvedor é pré-dissolvido com Aguas Doces.

Apesar de também ser dissolvidos açúcares não-conforme neste dissolvedor, estes não foram contabilizados nos balanços por serem adicionados esporadicamente.

A dissolução dentro do dissolvedor é feita com o auxílio de vapor directo disponível a 1,9 bar, o qual é injectado através de 11 injectores.

Na figura 3.5 está representado o esquema da instalação do Dissolvedor de Recuperação.

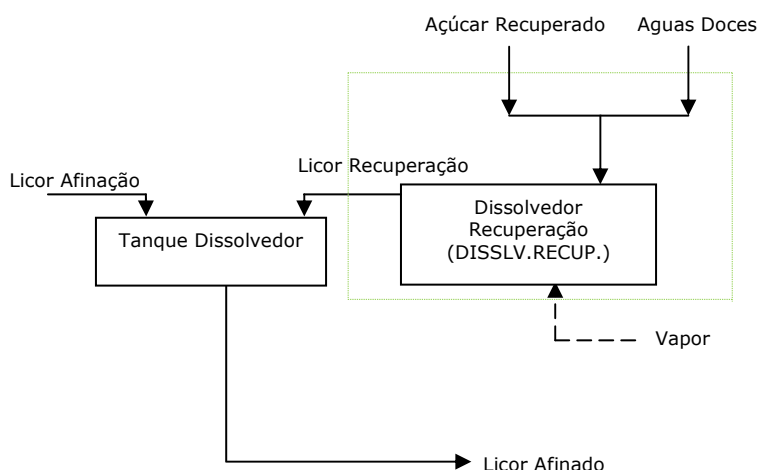


Figura 3. 5 – Esquema da instalação do dissolvedor de recuperação.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.12 são apresentados os valores referentes às medições experimentais realizadas no Dissolvedor de Recuperação, nomeadamente as temperaturas, o °Brix e pressão do vapor. Quanto ao valor dos caudais somente os caudais de Água Doce e o Caudal de Licor de Recuperação foram medidos experimentalmente. Os valores dos caudais de Açúcar (pré-1ª e 1ª Recuperação) foram determinados a partir de balanço aplicado às Centrifugas de Recuperação como se pode verificar em anexo (Anexo B.1.6.).

Tabela 3. 12 – Caudais mássicos das correntes e condições operatórias do sistema de dissolução de açúcares recuperados.

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente Dissolvedor de Recuperação, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.1.6.), são apresentados na tabela 3.13.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e das propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 13 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Dissolução de Açúcares Recuperados.

Consumo Especifico

Na tabela 3.14 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, do Dissolvedor de Recuperação referentes aos ensaios realizados. Em anexo (Anexo B.1.6.) podem ser consultados os valores calculados para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 14 - Valores do consumo específico do Dissolvedor de Recuperação (máximo e mínimo).

3.2. CARBONATAÇÃO

3.2.1. Saturadores

Descrição do Sistema

O objectivo deste sistema é co-precipitar o hidróxido de cálcio, que se encontra misturado no licor de afinação, sob a forma de precipitados de CaCO_3 .

A reacção de co-precipitação ocorre em três saturadores, como se pode ver na figura 3.6. Este equipamento pode ser descrito como uma coluna vertical provida de uma calândria.

A mistura licor+cal antes de entrar nos saturadores é previamente preparada num misturador, neste tanque entra uma corrente de licor de afinação e uma corrente de cal a 10° Bé.

À medida que esta mistura vai entrando, uma corrente de gás também vai sendo alimentada ao saturador, a esta corrente de gás dá-se o nome de gás de carbonatação. O vapor alimentado aos saturadores tem como objectivo manter a temperatura no interior do saturador a 81°C, garantindo a temperatura necessária para que a reacção de precipitação ocorra.

O licor que sai de cada saturador é encaminhado para outro saturador, saturador B, que tem como finalidade o acerto do pH da mistura licor+cal.

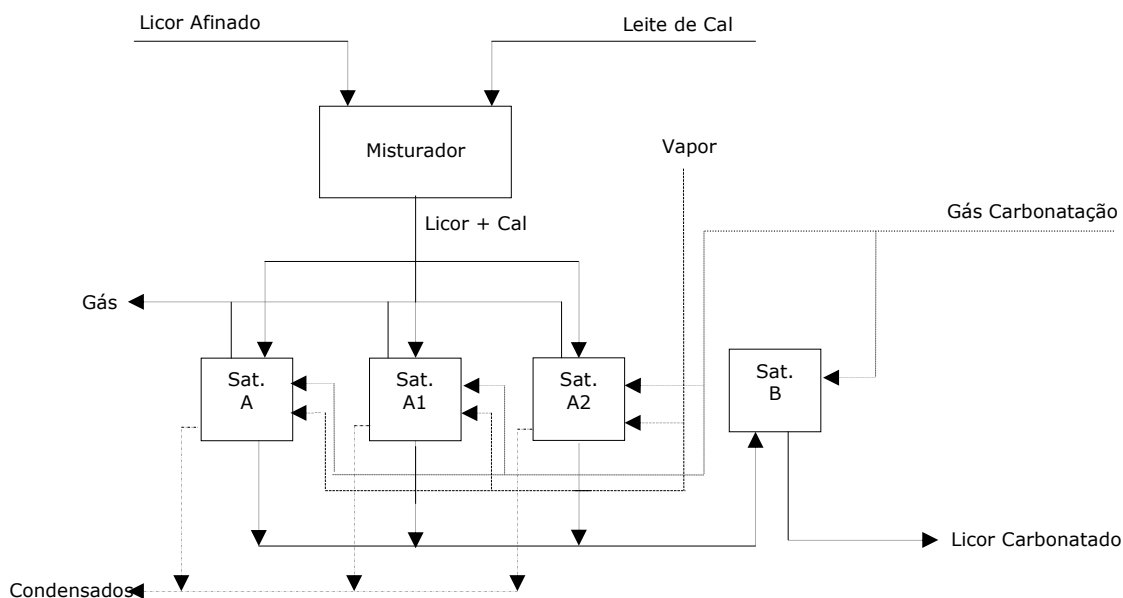


Figura 3. 6 – Esquema da instalação das Torres de Saturação.

Caracterização das condições operatórias das correntes

Na tabela 3.15 são apresentados os valores dos caudais das correntes, mínimo e máximo, e as condições de operação referentes às medições experimentais realizadas aos saturadores em diferentes ensaios.

Em anexo (Anexo B.2.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 15 - Caudais mássicos das correntes e condições operatórias do sistema Carbonatação (máximo e mínimo)

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente aos Saturadores, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema são apresentados na tabela 3.16

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 16 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Carbonatação (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Na tabela 3.17 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, das Torres de Saturação referentes aos ensaios realizados. Em anexo (Anexo B.2.) podem ser consultados os valores calculados para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 17 - Valores do consumo específico das Torres de Saturação (máximo e mínimo).

3.3. FILTRAÇÃO

Na etapa de filtração pretende-se remover todas as impurezas contidas no licor, impurezas provenientes da rama assim como precipitados de CaCO_3 formados nos saturadores (precipitados de CaCO_3). Na refinaria existem dois filtros para filtrar o licor de açúcar e um filtro para filtrar as águas de lavagens dos bolos resultantes da filtração do licor. A água usada para as lavagens é proveniente do Tanque de Água Quente da fábrica, o qual utiliza vapor como meio de aquecimento.

Na figura 3.7 está representado todo o circuito de do processo de filtração implementado da Refinaria.

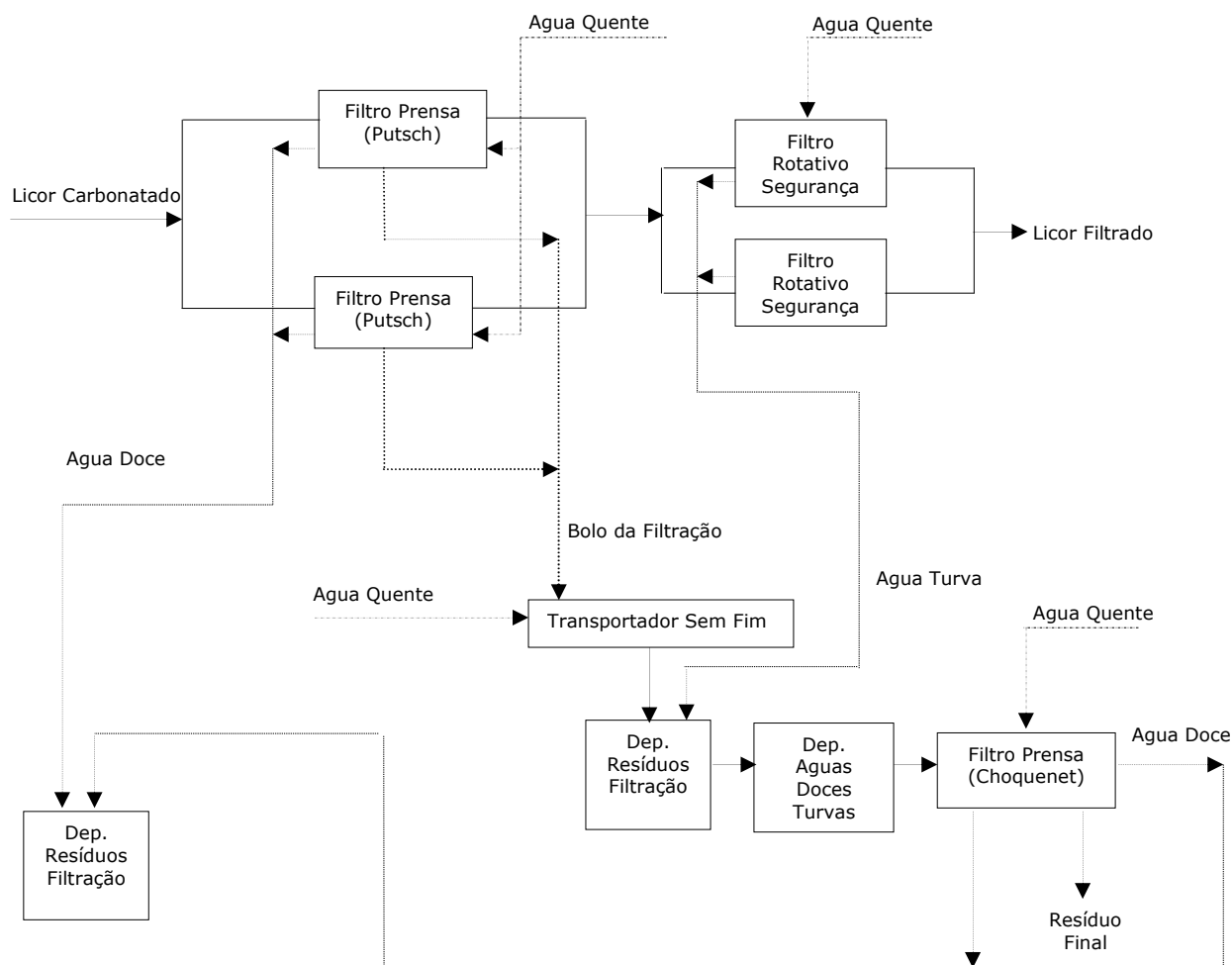


Figura 3. 7 – Esquema representativo do funcionamento da etapa de filtração.

3.3.1. Filtro Prensa (PUTSCH)

Descrição do Sistema

Este sistema é composto por dois filtros de prensa que trabalham alternadamente. O objectivo destes é remover as impurezas (impurezas+precipitados) do licor de afinação.

Neste sistema foi contabilizado o consumo de água nas lavagens do bolo, no final de cada ciclo de filtração. A água resultante da lavagem do bolo é uma água doce e como tal é encaminhada para um depósito de águas doces.

O bolo de filtração, no final da lavagem, é encaminhado para um depósito onde é misturado com água quente, para posteriormente ser filtrado, dando origem a águas doces.

Consumo de Água Quente

Na tabela 3.18 são apresentados os valores referentes às medições experimentais efectuadas durante o ciclo de lavagem do filtro. O valor do caudal de água, é um valor que está estipulado no equipamento, ou seja, só é alterado caso surja alguma necessidade.

Em anexo (Anexo B.3) podem ser consultados os valores dos caudais e dos ciclos diários realizados neste equipamento.

Tabela 3. 18 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro.

3.3.2. Filtro Rotativo (SEGURANÇA)

Descrição do Sistema

Este sistema é composto por dois filtros rotativos que trabalham alternadamente, de forma a garantir o trabalho contínuo da fábrica, e tem como objectivo assegurar que o licor filtrado está livre de impurezas e prossiga no processo de fabrico.

Neste sistema contabilizou-se o consumo de água nas lavagens, no final de cada ciclo de filtração.

A água resultante da lavagem das telas é encaminhada para um depósito para posteriormente ser filtrada no filtro de prensa (Choquet), dando origem a águas doces.

Consumo de Água Quente

Na tabela 3.19 são apresentados os valores referentes às medições experimentais efectuadas durante o ciclo de lavagem do filtro.

O valor do caudal de água é um valor médio e foi determinado através do registo leituras ao contador de água que está instalado na linha que alimenta a água ao filtro.

Em anexo (Anexo B.3) podem ser consultados os valores dos caudais e dos ciclos diários realizados neste equipamento.

Tabela 3. 19 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro.

3.3.3. Filtro Prensa (CHOQUENET)

Descrição do Sistema

Este sistema é composto por um filtro de prensa que como objectivo filtrar as águas doces turvas resultantes das lavagens feitas aos filtros de prensa (Putsch) e filtro Rotativo de Segurança.

À saída deste filtro obtém-se águas doces que são encaminhadas um depósito de águas doces.

Neste sistema contabilizou-se o consumo de água na lavagem do bolo final de filtração.

A água resultante da lavagem é encaminhada para um depósito de águas doces e o bolo de filtração é encaminhado para o exterior da fábrica.

Consumo de Água Quente

Na tabela 3.20 são apresentados os valores referentes às medições experimentais efectuadas durante o ciclo de lavagem do filtro.

O valor do caudal de água é um valor médio e foi determinado através do registo de leituras ao contador de água que está instalado na linha que alimenta a água ao filtro.

Em anexo (Anexo B.3) podem ser consultados os valores dos caudais e dos ciclos diários realizados neste equipamento.

Tabela 3. 20 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro.

3.3.4. Filtro 1ª Filtração

Descrição do Sistema

Este sistema é composto por um filtro rotativo e tem como objectivo filtrar as impurezas contidas no Licor.

Neste momento, na Refinaria, este filtro só é utilizado quando na composição da rama existem valores superiores ao habitual, servindo este filtro como um auxiliar ao filtro principal (Filtro Prensa de membrana -Putsch).

Neste sistema foi contabilizado o consumo de água usada nas lavagens das telas, no final de cada ciclo de filtração.

A água que resulta da lavagem das telas é encaminhada para um depósito e posteriormente é filtrada, dando origem a águas doces.

Consumo de Água Quente

Na tabela 3.21 são apresentados os valores referentes às medições experimentais efectuadas durante o ciclo de lavagem do filtro.

O valor do caudal de água é um valor médio e foi determinado através do registo de leituras ao contador de água que está instalado na linha que alimenta a água ao filtro.

Em anexo (Anexo B.3) podem ser consultados os valores dos caudais e dos ciclos diários realizados neste equipamento.

Tabela 3. 21 - Valores de consumo e de temperatura da água para o ciclo de lavagem do filtro

3.4. DESCOLORAÇÃO

A descoloração é dividida em duas etapas, ou seja, etapa em que o Licor de Açúcar permuta os seus iões com os iões da resina e outra etapa onde a resina é regenerada.

3.4.1. Regeneração das Resinas de Permuta Iónica

Descrição do Sistema

O ciclo de regeneração das resinas de permuta iónica é composto por várias etapas: o desaçucaramento (1º e 2º) com água quente, a regeneração com salmoura e a lavagem (lenta e rápida) com água quente.

Nesta etapa do processo contabilizou-se a água consumida nos desaçucaramentos e nas lavagens e o vapor consumido no aquecimento da salmoura.

Na figura 3.8 está representado o ciclo de regeneração num sistema de duas colunas.

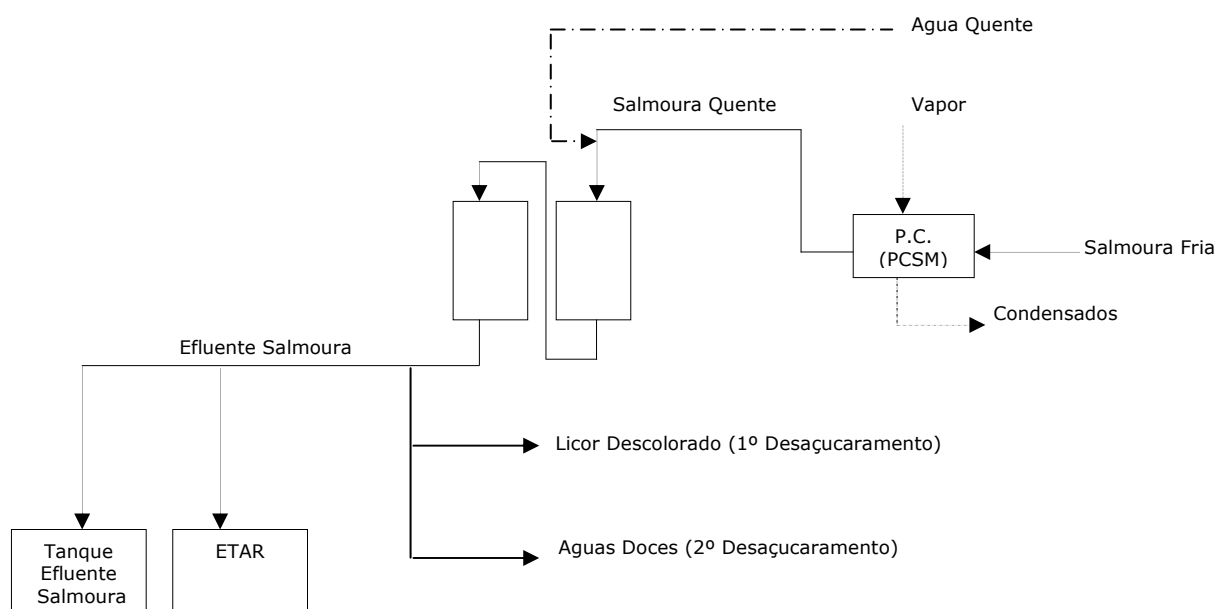


Figura 3. 8 – Esquema representativo do ciclo de regeneração das resinas de permuta iónica.

Caracterização das condições operatórias e destino das correntes

Na tabela 3.22 e tabela 3.23 são apresentados os valores dos caudais, do tempo de operação, volume consumido para o tempo de operação com o referido caudal e por fim a temperatura com que a corrente abandona a coluna. Estes valores são valores médios referentes às medições experimentais realizadas.

Tabela 3. 22 - Valores característicos das correntes da etapa de regeneração para os sistemas de duas colunas.

Tabela 3. 23 - Valores característicos das correntes da etapa de regeneração para os sistemas de uma coluna.

3.4.2. Permutador de Calor da Salmoura (PCSM)

Na tabela 3.24 são apresentados os valores do caudal de Salmoura, mínimo e máximo, e as condições de operação referentes às medições experimentais realizadas no sistema de aquecimento de Salmoura em diferentes ensaios.

Em anexo (Anexo B.4.1.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 24 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento da Salmoura (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos da corrente de Salmoura

Os valores da energia associada a cada corrente inerente ao permutador de aquecimento da Salmoura, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.4.1.), são apresentados na tabela 3.25.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) da Salmoura e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 25 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento (máximo e mínimo).

Consumo Especifico

Na tabela 3.26 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, do permutador de calor da Salmoura referentes aos ensaios realizados. Em anexo (Anexo B.4.) podem ser consultados os valores calculados para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 26 - Valores do consumo especifico do permutador de calor da Salmoura (máximo e mínimo).

3.4.3. Sistema de Arrefecimento do Efluente de Salmoura – Nanofiltração

Descrição do Sistema

O sistema de Nanofiltração é composto por um permutador de calor de placas e por duas membranas de filtração, conforme o representado na figura 3.9.

Este sistema tem como objectivo recuperar o máximo de salmoura existente no efluente de salmoura que resulta da regeneração das resinas.

O efluente que resulta da regeneração das resinas tem uma temperatura de 68°C, aproximadamente, e antes de entrar nas membranas necessita de ser arrefecido para os 55°C. Este arrefecimento é necessário devido à temperatura de funcionamento das membranas.

O arrefecimento é feito com água fria e a água que é aquecida com esta perda de calor do efluente é aproveitada para a alimentação de água às caldeiras. Na figura que se segue está representado o esquema da instalação do ciclo de Nanofiltração.

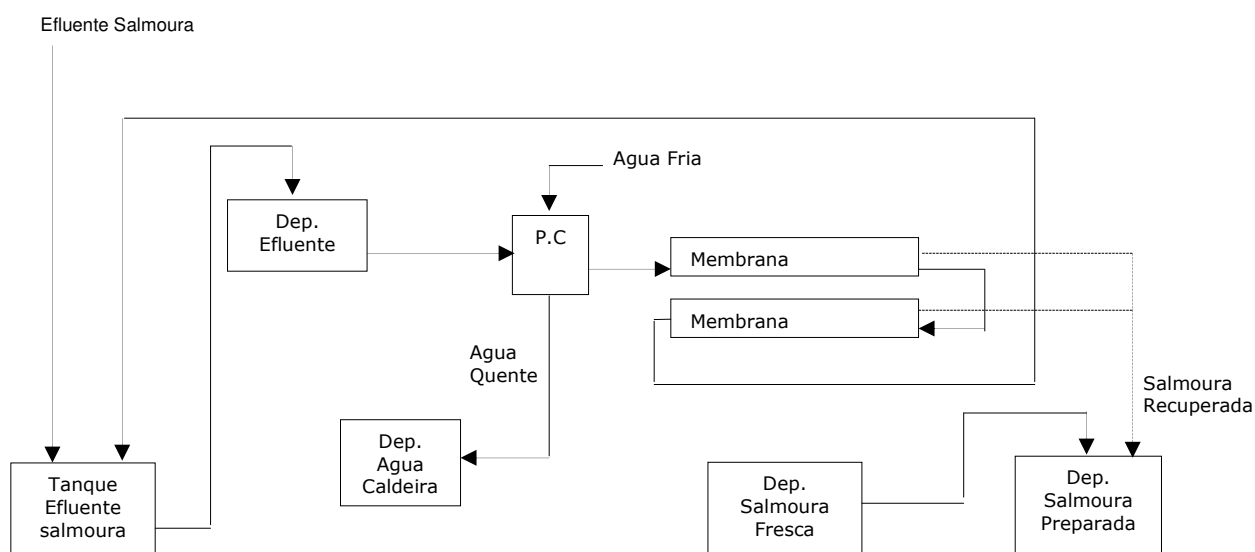


Figura 3. 9 – Esquema representativo do ciclo de Nanofiltração.

Caracterização da corrente de Efluente de Salmoura no sistema de Arrefecimento

Na tabela 3.26 são apresentados os valores dos caudais mássicos, caudais energéticos e temperaturas do Efluente de Salmoura à entrada e saída do permutador de calor.

Em anexo B.4.2. podem ser consultados o procedimento para a recolha de dados e o resultado de todas as medições efectuadas.

Tabela 3. 27 - Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de arrefecimento do Efluente da Salmoura. (máximo e mínimo)

3.5. EVAPORAÇÃO

Na etapa de Evaporação pretende-se evaporar água do Licor Final num Evaporador de Duplo-Efeito.

Na figura 3.10 está representado o esquema do sistema de evaporação. Este sistema é composto por um permutador de placas, evaporador de efeito duplo (Evap.1 e Evap.2), um permutador de carcaça e tubos e um condensador barométrico (C.B.).

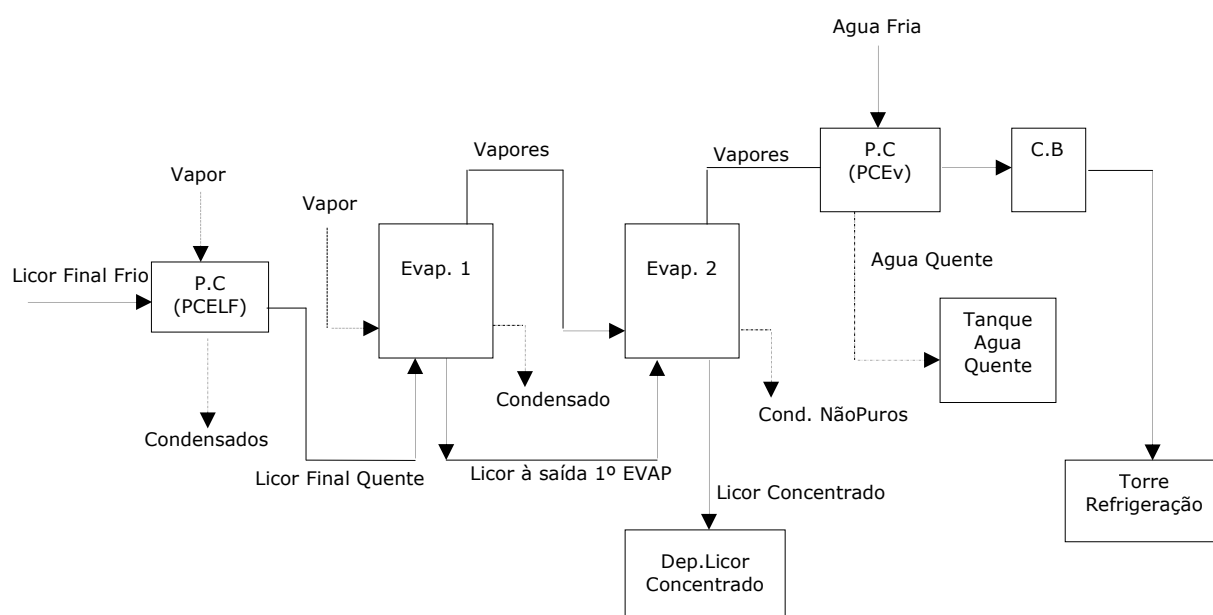


Figura 3. 10 – Esquema representativo do funcionamento da etapa de Evaporação.

3.5.1. Permutador de Calor do Licor Final (PCLF)

Descrição do Sistema

O permutador, colocado antes do evaporador, é um permutador de placas e tem como objectivo aquecer o licor final antes da sua entrada no evaporador de efeito duplo. O seu esquema de funcionamento é conforme o apresentado na figura 3.11.

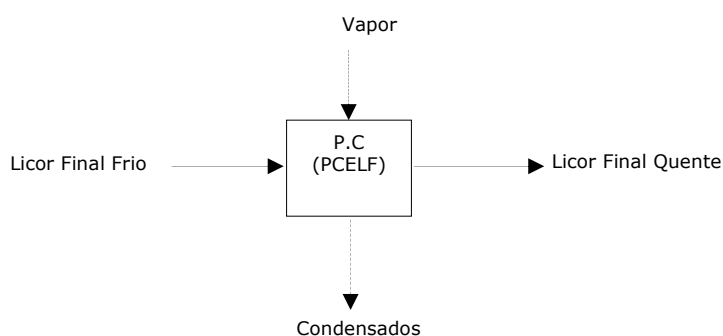


Figura 3. 11 – Esquema representativo da instalação do permutador de aquecimento do Licor Final.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.27 são apresentados os valores do caudal de Licor Final, mínimo e máximo, e as condições de operação referentes às medições experimentais realizadas no sistema de aquecimento do Licor Final em diferentes ensaios.

Em anexo (Anexo B.5.1.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 28 – Caudais mássicos das correntes e condições de operação do sistema de aquecimento do Licor Final (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao permutador de aquecimento do Licor Final, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.5.1.), são apresentados na tabela 3.28.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) do Licor Final e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 29 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Aquecimento de Licor Final (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Na tabela 3.29 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, do permutador de aquecimento do Licor Final referentes às medições realizados. Em anexo (Anexo B.5.1.) podem ser consultados os valores calculados para todas as medições.

Tabela 3. 30 - Valores do Consumo Específico do Permutador de aquecimento do Licor Final (máximo e mínimo).

3.5.2. Evaporador de Duplo-Efeito

Descrição do Sistema

O Evaporador tem como função concentrar o Licor Final antes de prosseguir para a etapa de cristalização. O sistema de Evaporação é constituído por dois corpos cilíndricos, em que apenas o 1º corpo é aquecido com vapor vivo (através de uma calândria), o 2º corpo é aquecido com os vapores que resultam da 1ª evaporação no 1º corpo, tal pode ser representado segundo o esquema apresentado na figura 3.12.

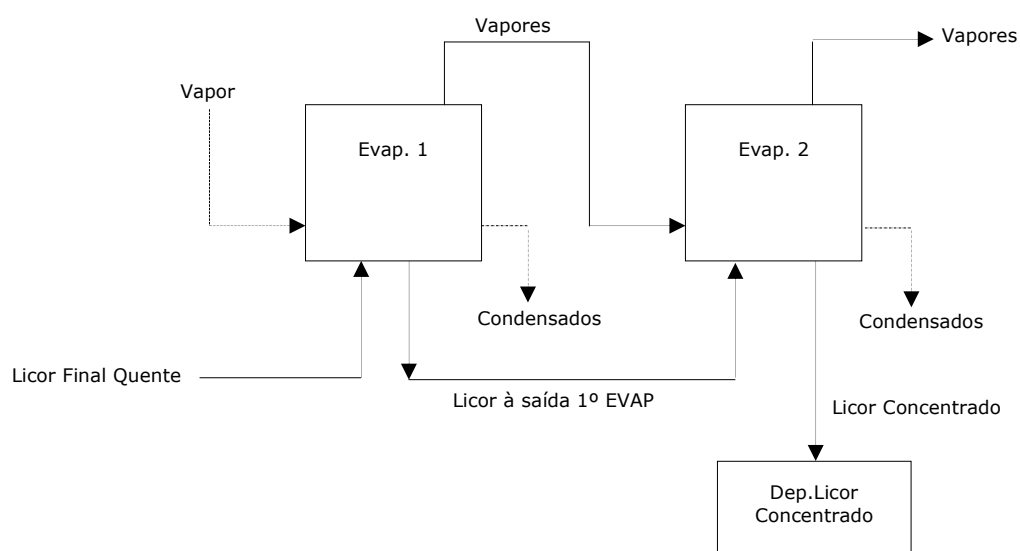


Figura 3. 12 – Esquema representativo da instalação do Evaporador de Duplo – Efeito.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.30 são apresentados os valores dos caudais, mínimo e máximo, e as condições de operação referentes às medições experimentais realizadas no sistema de Evaporação em diferentes ensaios.

Em anexo (Anexo B.5.2.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 31 – Caudais mássicos das correntes e condições operatórias do Evaporador de Duplo-Efeito (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao Evaporador de Duplo-Efeito, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.5.2.), são apresentados na tabela 3.31.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e das propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 32 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do sistema de Evaporação (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Na tabela 3.32 são apresentados os valores do consumo específico, mínimo e máximo, do Evaporador de Duplo-Efeito referentes às medições realizadas. Em anexo (Anexo B.5.2.) podem ser consultados os valores calculados para todas as medições.

Tabela 3. 33 – Valores do Consumo Específico do Evaporador de Duplo-Efeito (máximo e mínimo).

3.5.3. Condensador Barométrico

Descrição do Sistema

O Condensador Barométrico (C.B.) tem como função condensar os Vapores formados na Evaporação. Os Vapores ao entrarem no Condensador são postos em contacto com uma corrente de Água Fria que faz com que os vapores condensem. A corrente de condensado é encaminhada para a torre de refrigeração. Na figura 3.13 está representado o esquema de funcionamento do Condensador Barométrico.

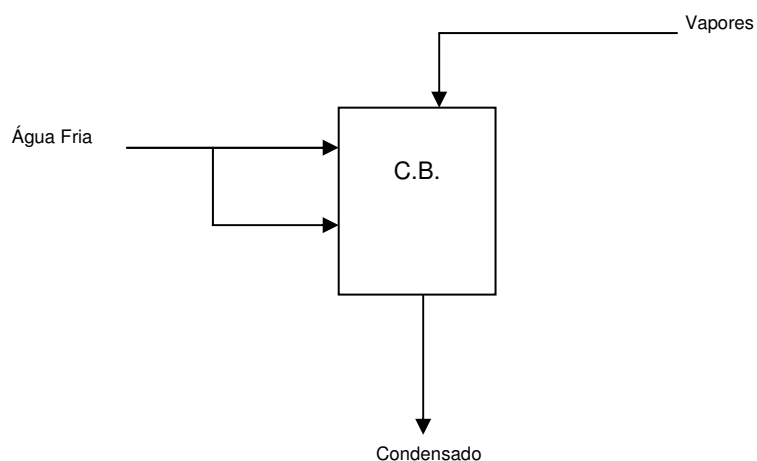


Figura 3. 13 – Representação esquemática do funcionamento do condensador barométrico.

Caracterização das condições operatórias e dos caudais Mássicos e Energéticos

Na tabela 3.33 são apresentados os valores que resultaram das medições e dos balanços de massa aplicado ao condensador barométrico com o intuito de caracterizar as correntes de entrada e saída do equipamento. Em Anexo B.5.3. podem ser consultados os procedimentos para a realização das medições.

Tabela 3. 34 - Valores dos caudais mássicos, caudais energéticos e temperaturas das correntes do condensador barométrico do Evaporador de Duplo-Efeito (máximos e mínimos).

3.6. CRISTALIZAÇÃO – Açúcar Branco

3.6.1. Tachos de Vácuo

Descrição do Processo

A etapa de cristalização como já foi referido anteriormente é realizada em Evaporadores a Vácuo (Tachos de Vácuo), e para este processo existem na fábrica três tachos (TV4,TV5,TV7). Os três tachos têm o mesmo princípio de funcionamento (funcionam em batch) diferindo apenas na capacidade.

Ao tacho de vácuo é alimentado Licor e Xarope de Refinação sendo esta mistura aquecida durante um determinado tempo (tempo de cozedura) através de vapor que circula numa calândria que se encontra no interior de cada tacho.

No final de cada cozedura obtém-se uma mistura de Cristais de Açúcar+Xarope (massa cozida), a qual segue para a secção das Centrifugas de Refinação, dando-se a separação da mistura.

Na figura 3.14 está representado o processo de cristalização do Açúcar Branco.

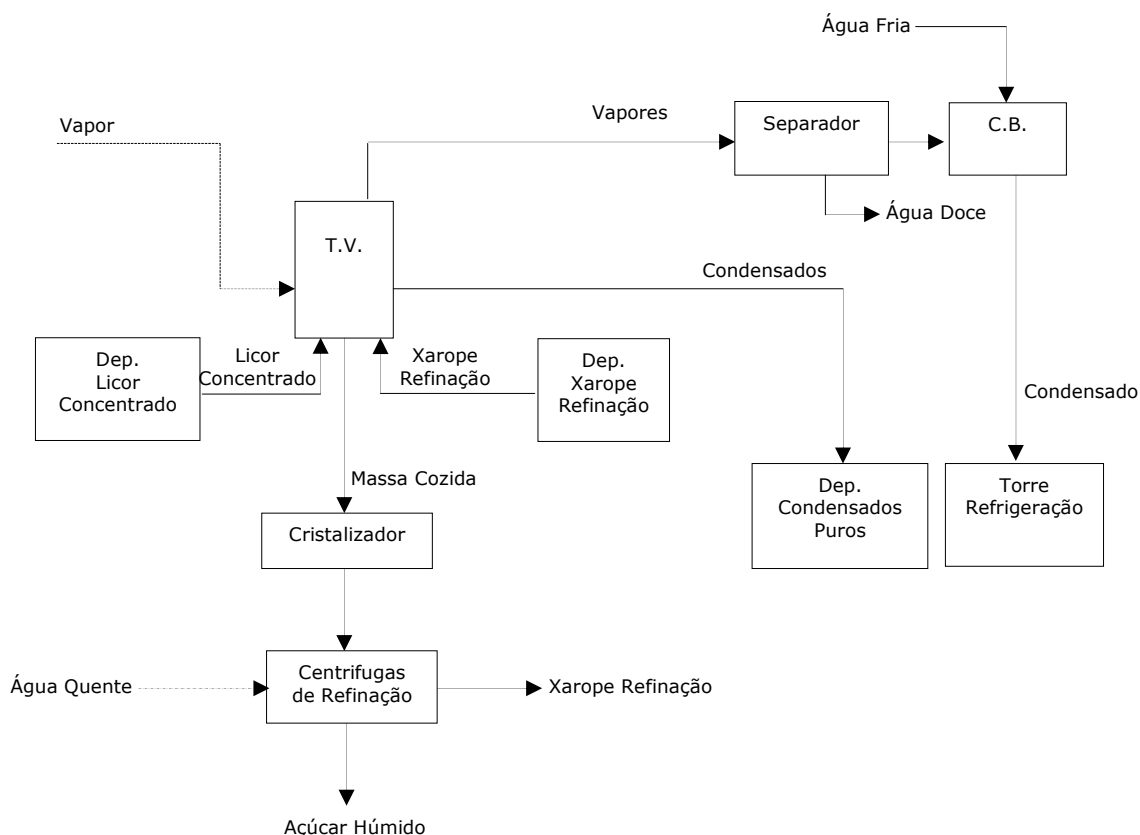


Figura 3. 14 - Esquema representativo do processo de Cristalização de Açúcar Branco.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.34, 3.35 e 3.36 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e condições operatórias das correntes de cada Tacho de Vácuo resultantes das medições experimentais.

Em Anexo B.6. podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 35 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 4 (máximo e mínimo).

Tabela 3. 36 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 5 (máximo e mínimo).

Tabela 3. 37 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 7 (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente a cada Tacho de Vácuo, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.6.1.), são apresentados nas tabelas 3.37, 3.38 e 3.39.

As determinações das propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 38 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 4 (máximo e mínimo).

Tabela 3. 39 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 5 (máximo e mínimo).

Tabela 3. 40 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 7 (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Nas tabelas 3.40, 3.41 e 3.42 são apresentados os valores dos consumos específicos calculados para os Tachos de Vácuo.

Em anexo (Anexo B.6.) podem ser consultados todos os valores obtidos para os ensaios realizados.

Tabela 3. 41 – Valores do Consumo Específico do Tacho de Vácuo 4 (máximo e mínimo)

Tabela 3. 42- Valores do Consumo Específico do Tacho de Vácuo 5 (máximo e mínimo).

Tabela 3. 43 - Valores do Consumo Específico do Tacho de Vácuo 7 (máximo e mínimo).

3.6.2. Condensadores Barométricos

Descrição do Sistema

O condensador barométrico pode ser descrito como um corpo cilíndrico que tem como função condensar os vapores formados na cozedura e criar o vácuo no Tacho. Os vapores ao entrarem no condensador são postos em contacto com uma corrente de água fria que faz com que o caudal de vapores condense. A corrente de condensado é encaminhada para a torre de refrigeração.

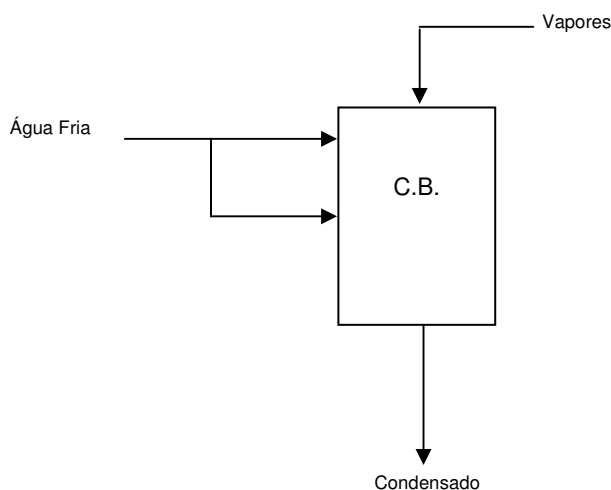


Figura 3. 15 – Esquema representativo do funcionamento do condensador barométrico.

Caracterização das condições operatórias e dos caudais Mássicos e Energéticos

Os valores das medições efectuadas às correntes dos condensadores barométricos são apresentados nas tabelas 3.43, 3.44 e 3.45. É de realçar que o valor do caudal de vapores resulta do balanço efectuado aos Tachos de Vácuo, o valor do caudal de Agua Fria é determinado a partir da potência consumida pela bomba que leva a Agua Fria da Torre de Refrigeração para os Condensadores e a temperatura das correntes é medida com um termopar na superfície dos tubos onde passa cada corrente.

O caudal de condensado resulta de um balanço de massa aplicado ao Condensador Barométrico.

Em anexo (Anexo B.6.2) podem ser consultados os procedimentos e os cálculos efectuados para a determinação dos caudais.

Tabela 3. 44 – Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV4.

Tabela 3. 45 - Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV5.

Tabela 3. 46 - Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV7.

3.6.3. Centrífugas de Refinação

Descrição do Sistema

Neste equipamento é centrifugada a massa cozida (cristais de açúcar + xarope de refinação) proveniente das cozeduras de Açúcar Branco. Durante a centrifugação, quando a maior parte do xarope já foi separado, os cristais de açúcar são lavados com água quente. Desta operação resulta o Açúcar Branco húmido e o xarope de refinação.

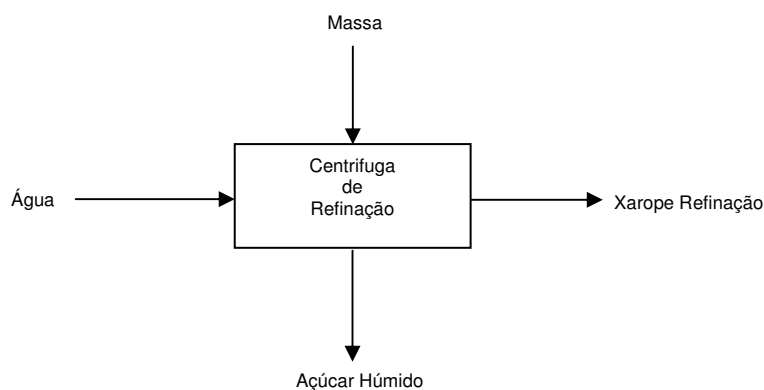


Figura 3. 16 – Esquema representativo do funcionamento de uma centrífuga de refinação.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.46 são apresentados os valores que resultaram das medições experimentais às Centrifugas de Refinação.

Tabela 3. 47 – Caracterização das condições operatórias das Centrifugas de Refinação (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos

O valor do caudal do xarope de refinação e os valores dos caudais de água, apresentados na tabela 3.47, resultam da aplicação de um balanço de massa á centrifuga e da aplicação da curva característica dos injectores da água, respectivamente.

Tabela 3. 48 – Caudais mássicos das correntes das Centrifugas de Refinação (máximo e mínimo).

3.7. CRISTALIZAÇÃO – Açúcar Amarelo

3.7.1. Tacho de Vácuo 6 (TV6)

A cristalização de açúcar amarelo, apesar de ser distinta da cristalização do açúcar branco, também é feita num Tacho de Vácuo. A distinção está nas correntes de alimentação ao Tacho de Vácuo. Na figura 3.17 está representado esquematicamente o processo de cristalização de Açúcar Amarelo, onde se pode ver as correntes de alimentação e as correntes que se obtém após a cozedura em batch.

No final do batch a massa cozida obtida é transferida para um Secador a Vácuo (Areador) de forma a reduzir o teor de humidade da mistura.

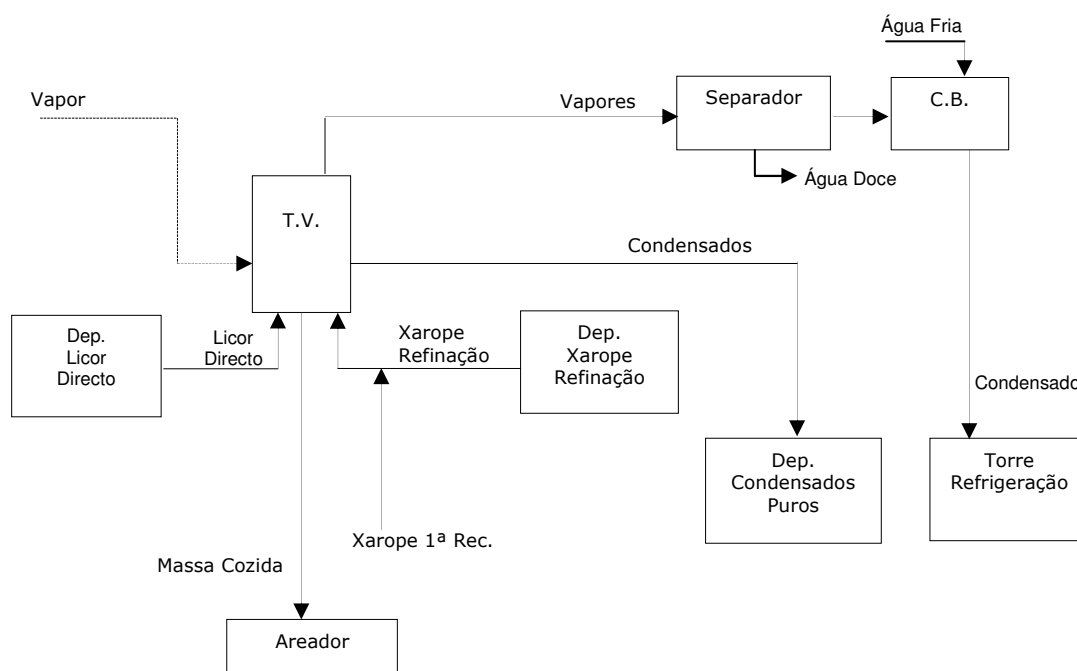


Figura 3. 17 - Esquema representativo do processo de Cristalização de Açúcar Amarelo.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.48 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e as condições operatórias das correntes do Tacho de Vácuo (TV6) resultantes das medições experimentais.

Em anexo (Anexo B.7.1.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 49 - Caudal mássico das correntes e condições operatórias do Tacho de Vácuo 6 (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao Tacho de Vácuo (TV6), obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema (Anexo B.7.1.), são apresentados na tabela 3.49.

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 50 - Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do Tacho de Vácuo 6 (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Na tabela 3.50 são apresentados os valores calculados do consumo específico do Tacho de Vácuo (TV6),

Em Anexo (Anexo B.7.1.) podem ser consultados os valores do consumo específico para os restantes ensaios.

Tabela 3. 51 – Valores do Consumo Específico do TV6 (máximo e mínimo).

3.7.2. Condensador Barométrico

Na figura 3.18 está representado o esquema de funcionamento do Condensador Barométrico do Tacho de Vácuo 6.

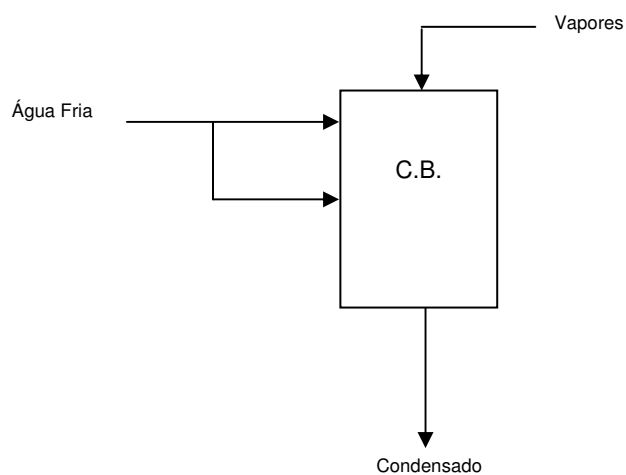


Figura 3. 18 – Esquema representativo do funcionamento do condensador barométrico do TV6.

Caracterização das condições operatórias e dos caudais Mássicos e Energéticos

Na tabela 3.51 são apresentados os caudais mássicos das correntes do Condensador barométrico do Tacho de Vácuo 6, o caudal de condensado resulta de um balanço de massa aplicado ao Condensador Barométrico.

Em anexo (Anexo B.7.2) podem ser consultados os procedimentos e os cálculos efectuados para a determinação dos caudais.

Tabela 3. 52 – Caudal mássico e temperatura das correntes do condensador barométrico do TV6.

3.8. RECUPERAÇÃO

3.8.1. Pré-1ª Recuperação

Descrição do Processo

Este tipo de cristalização tem como objectivo recuperar o máximo de açúcar contido nas águas doces (resultantes de outras etapas do processo). A estas águas doces adiciona-se xarope de refinação obtendo-se assim uma mistura de Cristais de Açúcar +Xarope (massa cozida de pré-1ª recuperação).

Tal como nas outras cristalizações, a cristalização de pré-1ª recuperação, também é feita num tacho de vácuo (TV1).

A massa obtida é centrifugada numa Centrifuga Continua e a caracterização das suas correntes pode ser consultada na secção I deste capítulo.

Na figura 3.19 está representado o esquema do processo de Pré-1ªRecuperação.

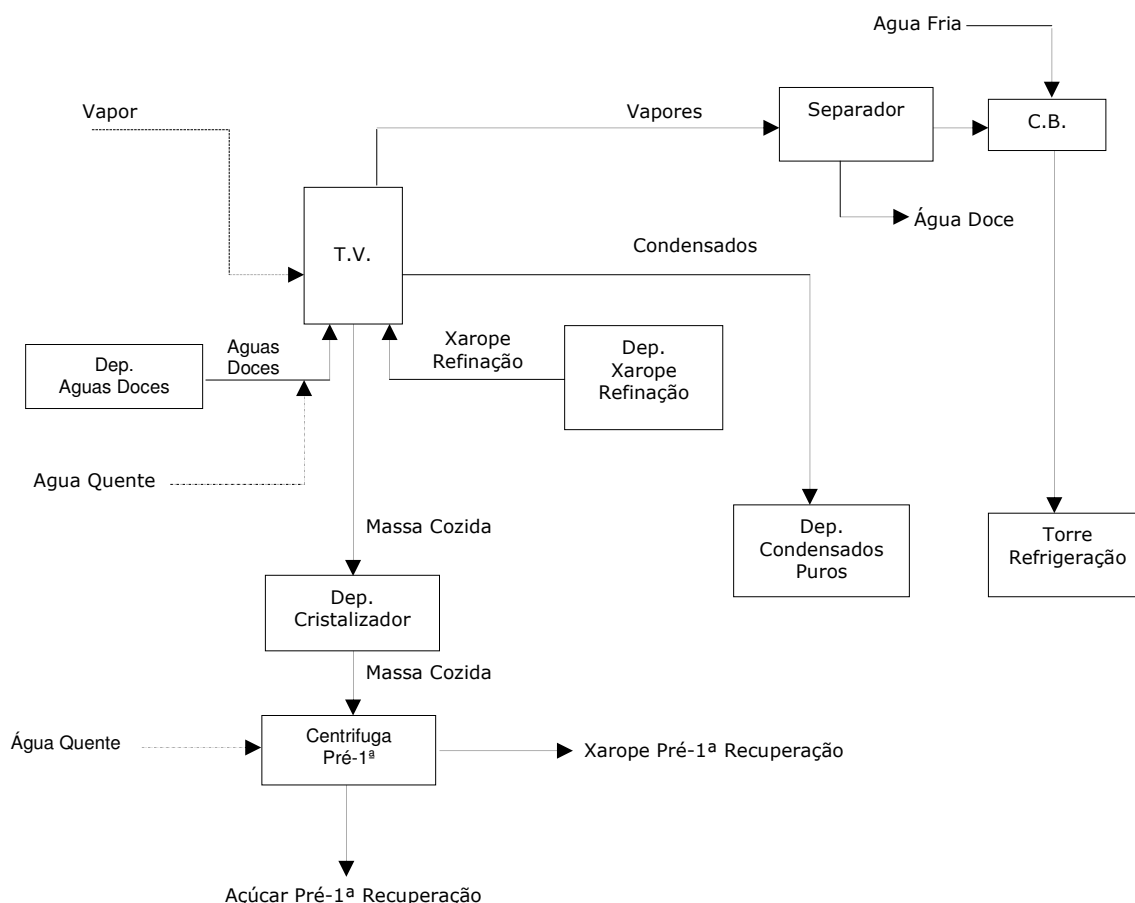


Figura 3. 19 – Esquema representativo do processo de Pré-1ªRecuperação.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.52 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e condições operatórias das correntes do Tacho de Vácuo 1 resultantes das medições experimentais, quando este realiza uma cozedura de Pré-1ª Recuperação.

Em anexo (Anexo B.8.1.) podem ser consultados os procedimentos efectuados experimentalmente e os valores obtidos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 53 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV1 para uma cozedura de Pré-1ªRecuperação (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao Tacho de Vácuo 1, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema quando este realiza uma cozedura de Pré-1ª Recuperação (Anexo B.8.1.), são apresentados na tabela 3.53.

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 54 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV1 para uma cozedura de Pré-1ªRecuperação (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Os valores do Consumo Específico calculados para o Tacho de Vácuo (TV1), quando este realiza uma cozedura de Pré-1ª Recuperação, são apresentados na tabela 3.54.

Em anexo (Anexo B.8.1.) podem ser consultados os valores dos Consumos Específicos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 55 – Valores do consumo específico do TV1 na cozedura de Pré-1ª Recuperação (máximo e mínimo).

3.8.2. 1ª Recuperação

Descrição do Sistema

Este tipo de cristalização tem como objectivo recuperar o açúcar que resulta da centrifugação da massa cozida de 2ª Recuperação (pé cozedura). A este pé de cozedura adiciona -se Xarope de Afinação, Aguas Doces e Agua quente.

Tal como nas outras cristalizações, a cristalização de 1ª recuperação, também é feita num Tacho de Vácuo (TV1).

A mistura obtida de Cristais de Açúcar+ Xarope (massa cozida de 1ªReduperação) é centrifugada numa Centrifuga Continua e a caracterização das suas correntes pode ser consultada na secção I deste capítulo.

Na figura 3.20 apresenta-se o esquema do processo de 1ªRecuperação.

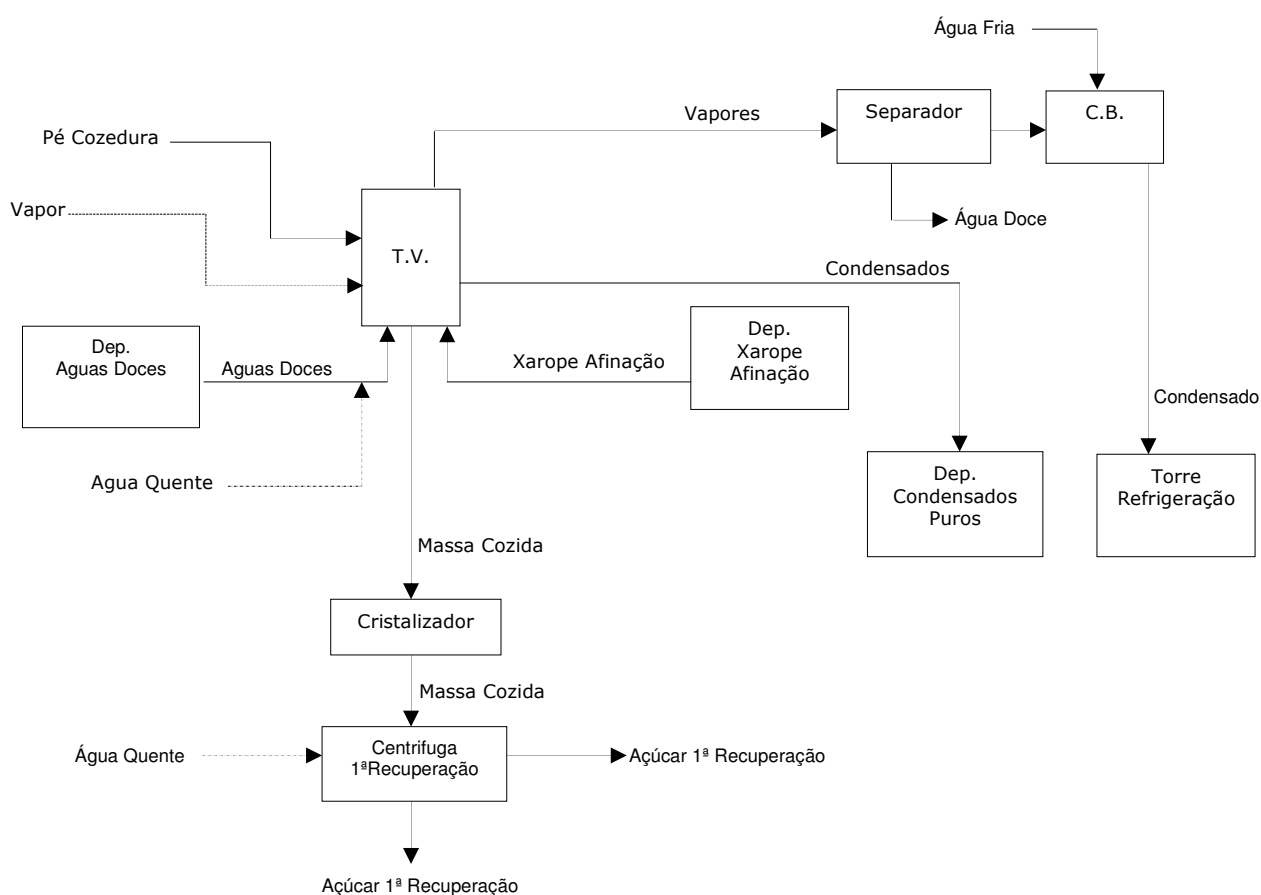


Figura 3. 20 - Esquema representativo do processo de 1ª Recuperação.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.55 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e condições operatórias das correntes do Tacho de Vácuo 1 resultantes das medições experimentais, quando este realiza uma cozedura de 1ª Recuperação.

Em anexo (Anexo B.8.2.) podem ser consultados os procedimentos efectuados para a recolha de valores (caudais, °Brix, temperatura e pressão), assim como os valores referentes a todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 56 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV1 para uma cozedura de 1ªRecuperação (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao Tacho de Vácuo 1, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema quando este realiza uma cozedura de 1ª Recuperação (Anexo B.8.2.), são apresentados na tabela 3.56.

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 57 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV1 para uma cozedura de 1ªRecuperação (máximo e mínimo).

Consumo Específico

Os valores do Consumo Específico calculados para o Tacho de Vácuo (TV1), quando este realiza uma cozedura de 1ª Recuperação, são apresentados na tabela 3.57.

Em anexo (Anexo B.8.2.) podem ser consultados os valores dos Consumos Específicos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 58 - Valores do consumo específico do TV1 na cozedura de 1ª Recuperação (máximo e mínimo).

| | |
|---------------------------|-------------|
| kg vapor/kg alimentado | 0,193-0,241 |
| kg vapor/kg Ms alimentado | 0,254-0,331 |

3.8.3. 2ª Recuperação

A 2ª Recuperação tem como objectivo, uma vez mais, recuperar açúcar, no entanto este açúcar é proveniente dos produtos (açúcar e xarope) de 1ª Recuperação. Este tipo de cristalização pode ser feito de duas formas.

Uma das formas é utilizar açúcar, resultante da centrifugação da massa de 3ª recuperação (chamado pé cozedura de 3ª), como núcleo, ou seja, não é necessário introduzir sementeira (suspensão de pó de açúcar em álcool) para promover a formação do grão de açúcar. A adição de Xaropes (1ª e 2ª Recuperação) vai fazer com que os grãos do cristal de açúcar cresçam.

Outra das formas, a chamada 2ª Recuperação de corte, utiliza na mesma xaropes de 1ª e 2ª recuperação, mas no entanto necessita de sementeira para promover a formação do cristal. No final desta cozedura parte da massa obtida é mantida no tacho de vácuo e inicia-se uma cozedura de 3ª Recuperação.

3.8.3.1. 2ª Recuperação – com pé de cozedura

Descrição do Processo

Este tipo de cristalização tem como objectivo recuperar o açúcar contido no xarope de 1ª recuperação, resultantes da centrifugação das massas de 1ª Recuperação. Para tal é utilizado magma de 3ª Recuperação (pé de cozedura), Xarope de 1ª e 2ª Recuperação. Tal como nas outras cristalizações, a cristalização de 1ª recuperação, também é feita num tacho de vácuo (TV2).

A massa obtida é centrifugada numa Centrifuga Continua e a caracterização das suas correntes podem ser consultadas na secção I deste capítulo.

Na figura 3.21 apresenta-se o esquema do processo de 2ª Recuperação.

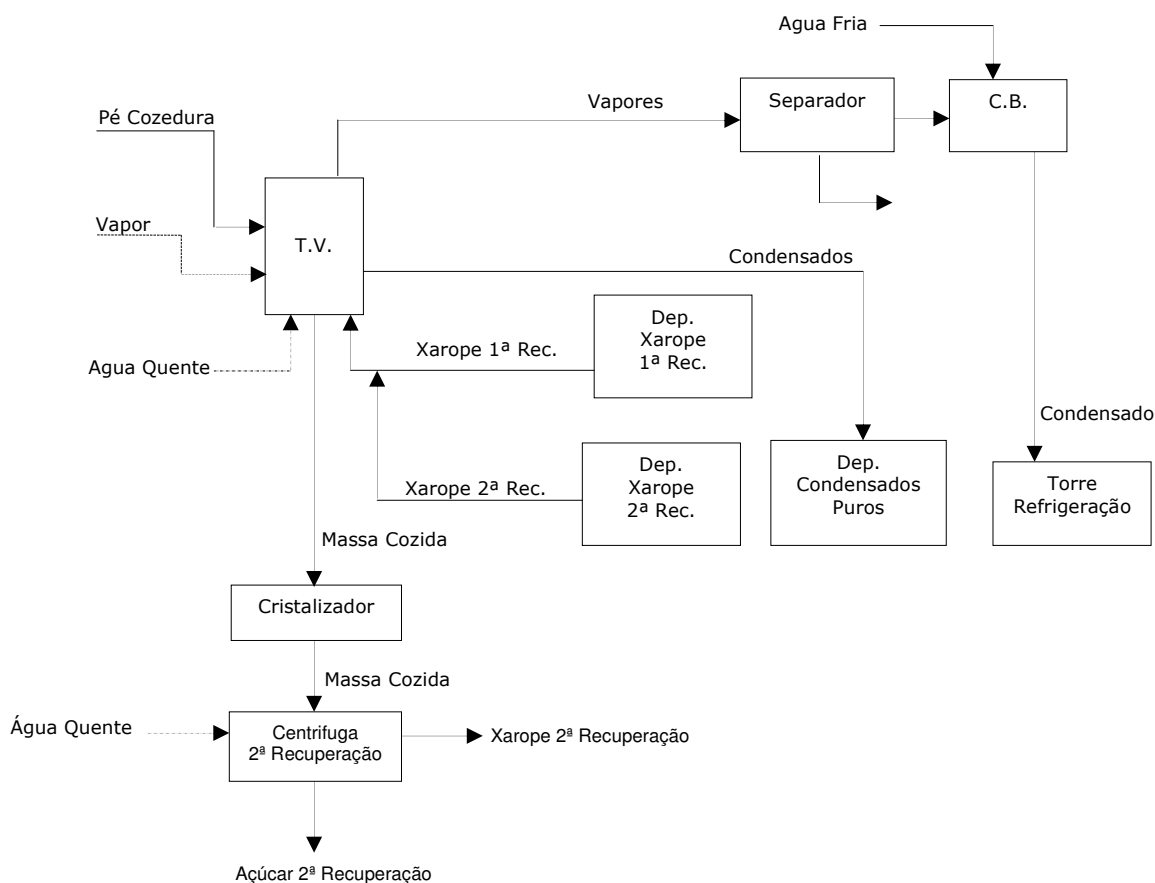


Figura 3. 21 - Esquema representativo do processo de 2ª recuperação - com pé de cozedura.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.58 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e condições operatórias das correntes do Tacho de Vácuo 2 resultantes das medições experimentais, quando este realiza uma cozedura de 2ª Recuperação – Com Pé.

Em anexo (Anexo B.8.3.) podem ser consultados os procedimentos efectuados para a recolha de valores (caudais, °Brix, temperatura e pressão), assim como os valores referentes a todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 59 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV2 para uma cozedura de 2ª Recuperação – Com Pé (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao Tacho de Vácuo 2, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema quando este realiza uma cozedura de 2ª Recuperação (Anexo B.8.3.), são apresentados na tabela 3.59.

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 60 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV2 para uma cozedura de 2ª Recuperação – Com Pé (máximo e mínimo).

Consumo Especifico

Os valores do Consumo Específico calculados para o Tacho de Vácuo (TV2), quando este realiza uma cozedura de 2ª Recuperação – Com Pé, são apresentados na tabela 3.60.

Em anexo (Anexo B.8.3.) podem ser consultados os valores dos Consumos Específicos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 61 - Valores do consumo específico do TV2 na cristalização de 2ª Recuperação – Com Pé (máximo e mínimo).

3.8.3.2. 2ª Recuperação - corte

Descrição do Sistema

Este tipo de cristalização tem como objectivo recuperar o açúcar contido nos xaropes de 1ª e 2ª recuperação, resultantes da centrifugação das massas de 1ª e 2ª Recuperação.

Tal como nas outras cristalizações, a cristalização de 1ª recuperação, também é feita num tacho de vácuo (TV3).

A massa obtida é centrifugada numa Centrifuga Continua e a caracterização das suas correntes podem ser consultadas na secção I deste capítulo.

Na figura 3.22 apresenta-se o esquema do processo de 2ª Recuperação.

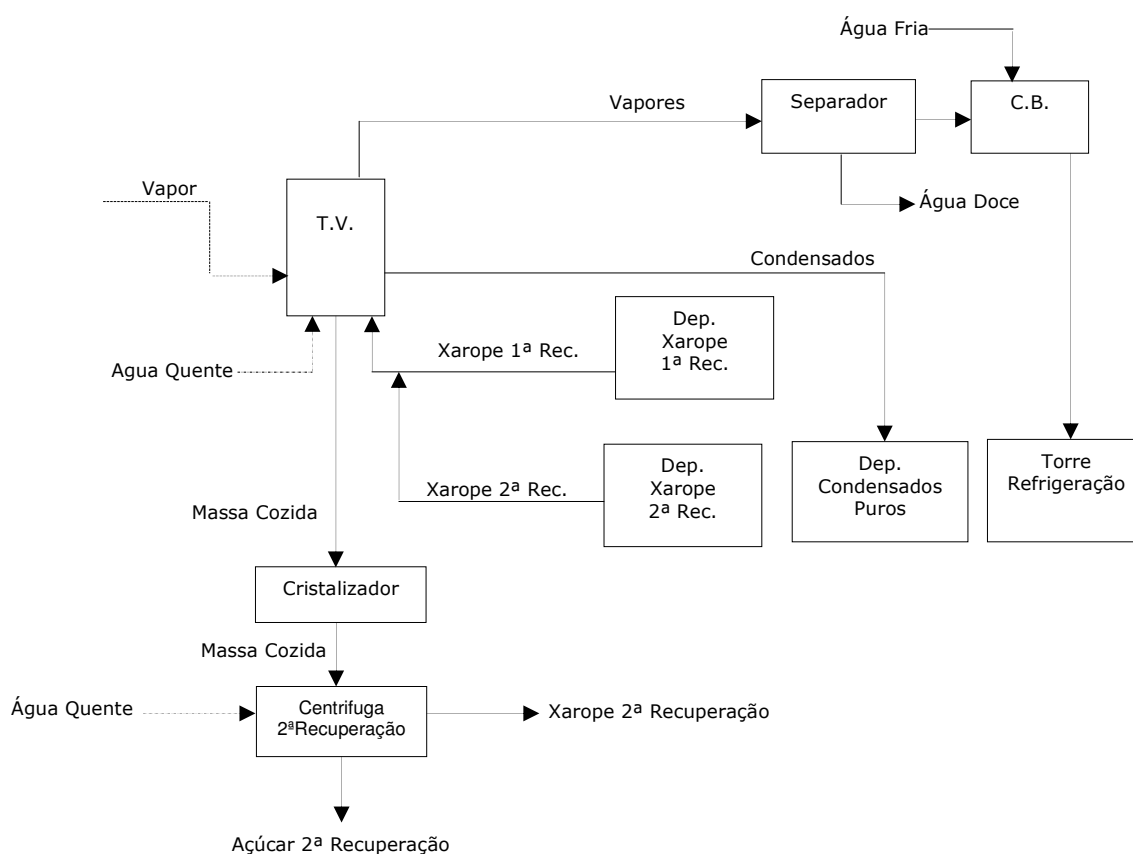


Figura 3. 22 – Esquema representativo do processo de 2ª recuperação - corte.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.61 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e condições operatórias das correntes do Tacho de Vácuo 3 resultantes das medições experimentais, quando este realiza uma cozedura de 2ª Recuperação – Corte.

Em anexo (Anexo B.8.4.) podem ser consultados os procedimentos efectuados para a recolha de valores (caudais, °Brix, temperatura e pressão), assim como os valores referentes a todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 62 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV3 para uma cozedura de 2ª Recuperação – corte (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao Tacho de Vácuo 3, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema quando este realiza uma cozedura de 2ª Recuperação - Corte (Anexo B.8.4.), são apresentados na tabela 3.62.

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 63 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV3 para uma cozedura de 2ª Recuperação – Corte (máximo e mínimo).

Consumo Especifico

Os valores do Consumo Específico calculados para o Tacho de Vácuo (TV3), quando este realiza uma cozedura de 2ª Recuperação - Corte, são apresentados na tabela 3.63.

Em anexo (Anexo B.8.4.) podem ser consultados os valores dos Consumos Específicos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 64 - Valor do consumo específico do TV3 na cozedura de 2ª Recuperação – corte (máximo e mínimo).

3.8.4. 3ª Recuperação

A 3ª Recuperação tem como objectivo, tal como as outras recuperações, recuperar a sacarose que ainda possa existir nos excedentes de xaropes, nomeadamente no Xarope de 2ª Recuperação. O produto obtido com esta cozedura é um produto menos rico em sacarose.

Este tipo de cozedura pode ser feito de duas formas, as quais são designadas da seguinte forma: 3ª Recuperação - Corte ou 3ª Recuperação Normal.

3.8.4.1. 3ª Recuperação - corte

Descrição do Sistema

Este tipo de cristalização tem como objectivo recuperar o açúcar contido no Xarope de 2ª Recuperação, resultante da centrifugação da massa cozida de 2ª Recuperação.

No início da cozedura já existe um pé de cozedura no interior do Tacho de Vácuo (resultante da 2ª Recuperação de Corte), a esta massa vai ser adicionado Xarope de 2ª Recuperação. A Água Quente adicionada tem como função limpar o pó que existe em torno dos cristais.

Tal como nas outras cristalizações, a cristalização de 3ª recuperação, também é feita num tacho de vácuo (TV3).

A massa obtida é centrifugada numa Centrifuga Continua e a caracterização das suas correntes podem ser consultadas na secção I deste capítulo.

Na figura 3.23 apresenta-se o esquema do processo de 3ª Recuperação-Corte.

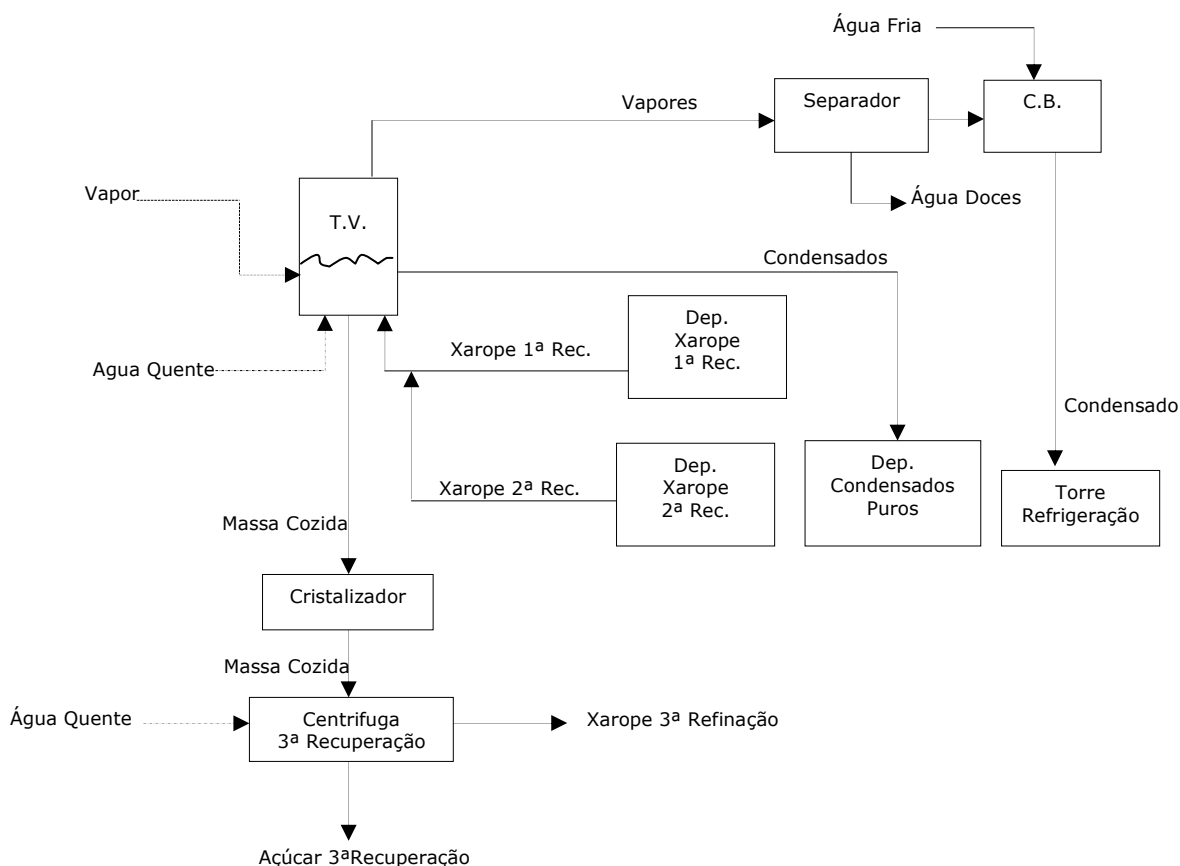


Figura 3. 23 – Esquema representativo do processo 3ª Recuperação - corte.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.64 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e condições operatórias das correntes do Tacho de Vácuo 3 resultantes das medições experimentais, quando este realiza uma cozedura de 3ª Recuperação – Corte.

Em anexo (Anexo B.8.5.) podem ser consultados os procedimentos efectuados para a recolha de valores (caudais, °Brix, temperatura e pressão). Os valores dos caudais não são apresentados na forma de intervalo, uma vez, que só foi contabilizado um ensaio experimental como válido. No entanto as condições operatórias continuam na forma de intervalo devido a oscilarem durante o ensaio.

Tabela 3. 65 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – corte (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente inerente ao Tacho de Vácuo 3, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema quando este realiza uma cozedura de 2ª Recuperação - Corte (Anexo B.8.5.), são apresentados na tabela 3.65.

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 66 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – Corte (máximo e mínimo).

Consumo Especifico

Os valores do Consumo Específico calculados para o Tacho de Vácuo (TV3), quando este realiza uma cozedura de 3ª Recuperação - Corte, são apresentados na tabela 3.66.

Em anexo (Anexo B.8.5.) podem ser consultados os valores dos Consumos Específicos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 67 – Valores do Consumo Especifico do TV3 na cozedura de 3ª Recuperação-Corte.

3.8.4.2. 3ª Recuperação - normal

Descrição do Sistema

Esta cristalização tem o mesmo objectivo que a cristalização anterior (3ª Recuperação – Corte). No entanto, no início, o Tacho de Vácuo é alimentado com Xarope de 1ª Recuperação, depois com Xarope de 2ª Recuperação e finalmente com Xarope de 3ª Recuperação. Ao contrário da outra 3ª Recuperação, aqui é necessário a adição de sementeira para a formação do cristal de Açúcar.

A Água Quente adicionada tem como função limpar o pó que se forma em torno dos cristais.

Tal como nas outras cristalizações, a cristalização de 3ª recuperação, também é feita num tacho de vácuo (TV3).

A massa obtida é centrifugada numa Centrifuga Continua e a caracterização das suas correntes podem ser consultadas na secção I deste capítulo.

Na figura 3.24 apresenta-se o esquema do processo de 3ª Recuperação-Normal.

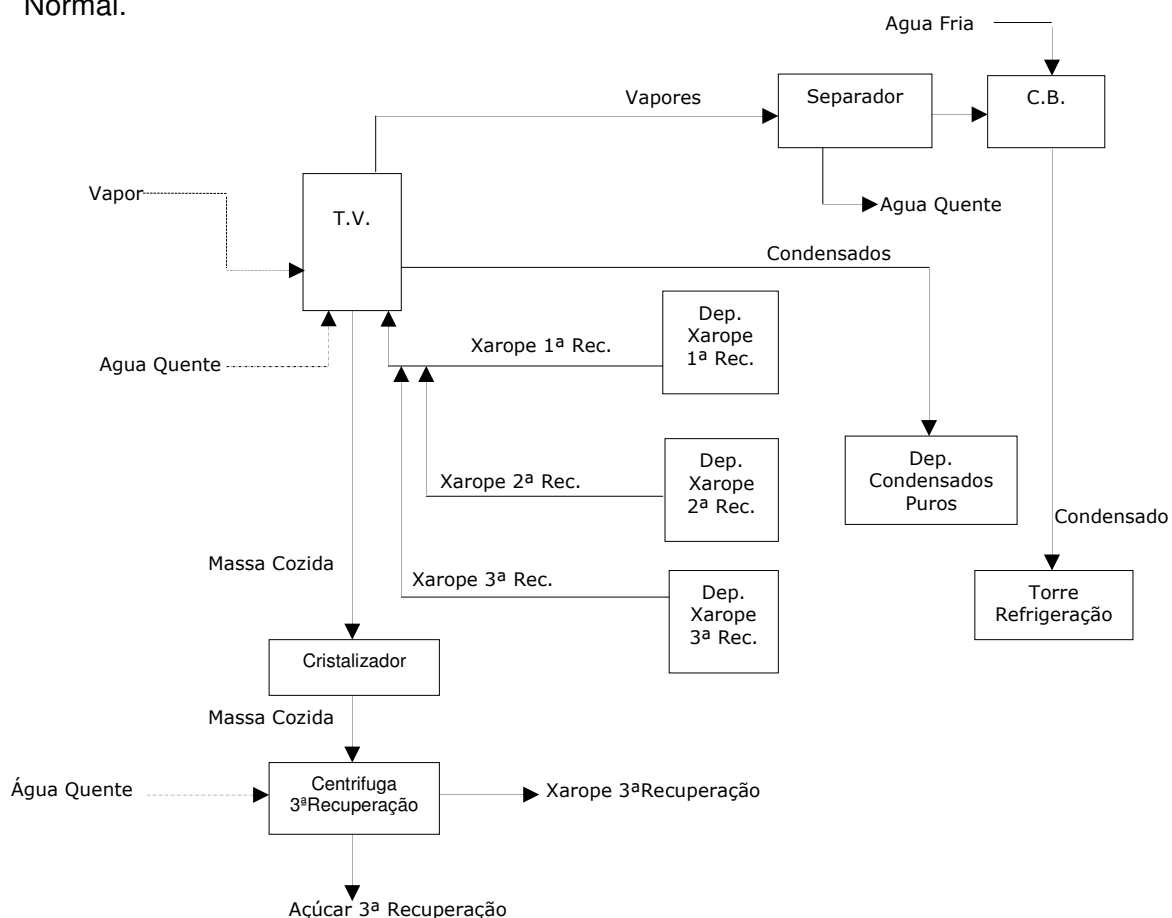


Figura 3. 24 – Esquema representativo da cristalização de massas de 3ª recuperação - Normal.

Caracterização das condições operatórias

Na tabela 3.67 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, e condições operatórias das correntes do Tacho de Vácuo 3 resultantes das medições experimentais, quando este realiza uma cozedura de 3ª Recuperação – Normal.

Em anexo (Anexo B.8.6.) podem ser consultados os procedimentos efectuados para a recolha de valores (caudais, °Brix, temperatura e pressão).

Tabela 3. 68 – Caudal mássico das correntes e condições operatórias do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – Normal (máximo e mínimo).

Caudais Mássicos e Energéticos

Os valores da composição e da energia associada a cada corrente do Tacho de Vácuo 3, obtidos através da aplicação de balanços de massa e energia ao sistema quando este realiza uma cozedura de 3ª Recuperação - Normal (Anexo B.8.6.), são apresentados na tabela 3.68.

As propriedades físicas (capacidade calorífica, massa volúmica) das correntes e as propriedades entálpicas do vapor podem ser consultas em anexo (Anexo A).

Tabela 3. 69 – Composição mássica e caudal energético das correntes processuais e consumo de vapor do TV3 para uma cozedura de 3ª Recuperação – Normal (máximo e mínimo).

Consumo Especifico

Os valores do Consumo Específico calculados para o Tacho de Vácuo (TV3), quando este realiza uma cozedura de 3ªRecuperação - Normal, são apresentados na tabela 3.69.

Em anexo (Anexo B.8.6.) podem ser consultados os valores dos Consumos Específicos para todos os ensaios realizados.

Tabela 3. 70 – Valores do Consumo Especifico do TV3 na cozedura de 3ªRecuperação – Normal (máximo e mínimo).

3.8.5. Centrifugas de Recuperação

Descrição do sistema

As Centrifugas de Recuperação têm como objectivo centrifugar as massas cozidas obtidas nos Tachos de Vácuo de Recuperação. A massa cozida obtida em cada processo de Recuperação é centrifugada numa centrífuga própria. No entanto, o princípio de funcionamento é igual nas quatro, todas funcionam em contínuo, e em todas a massa cozida que é alimentada é centrifugada, separando-se os cristais de açúcar do xarope. Durante a centrifugação da massa é alimentada Água Quente.

Apesar de na secção H, a 2ª e 3ª Recuperações apresentarem dois processos de produção, na caracterização do processo de Centrifugação não se fez essa distinção.

Na figura 3.25 apresenta-se o esquema do funcionamento de uma Centrifuga de Recuperação.

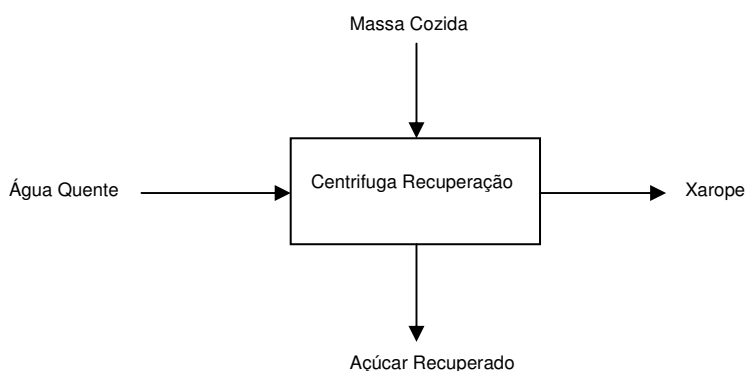


Figura 3. 25 – Esquema representativo do funcionamento de uma Centrifuga de Recuperação

Caudais Mássicos e Consumo Específico

Na tabela 3.70 são apresentados os valores dos caudais, mínimos e máximos, da Massa Cozida, Água Quente e Xarope determinados experimentalmente, e o valor do Caudal de Açúcar obtido por balanço de massa. Também são apresentados os valores do Consumo Específico para a gama de valores de caudais determinados experimentalmente. Em anexo (Anexo B.8.7) podem ser consultados os ensaios realizados.

Tabela 3. 71 - Caudal mássico das correntes processuais e consumo específico para as diferentes Centrifugas de Recuperação.

3.8.6. Condensadores Barométricos

Na tabela 3.71 são apresentados os valores dos caudais, temperaturas e energia das correntes dos Condensadores Barométricos da Recuperação, em Anexo B.8.8 podem ser consultados os procedimentos efectuados para a recolha dos valores.

Tabela 3. 72 – Caudal mássico, temperatura e energia das correntes dos condensadores barométricos dos Tachos de Vácuo de Recuperação.

3.9. DEPÓSITO DA ÁGUA QUENTE

Descrição do sistema

O depósito da Água Quente é um elemento fundamental para o Processo de Refinação de Açúcar, uma vez que ao longo do processo existem necessidades de Água Quente.

Este depósito é alimentado com Água Fria, que esta armazenada num depósito (Deposito Agua Fria), e com Condensados vindos do processo.

A Água Fria passa para o Deposito de Agua Quente através de três linhas independentes, onde duas das quais já sofrem um pré aquecimento. Uma das linhas pré aquece Agua Fria num permutador de calor com vapores que abandonam o 2º efeito do Evaporador de Duplo-Efeito. A outra linha pré aquece a Água Fria num permutador de calor com vapores resultantes das cozeduras efectuadas nos Tachos de Vácuo 4 e 5.

A temperatura da Água Quente deve estar compreendida entre 80-85 °C, sendo usado vapor directo para completar o aquecimento.

Na figura 3.26 estão representadas as correntes de entrada e saída do tanque de Água Quente.

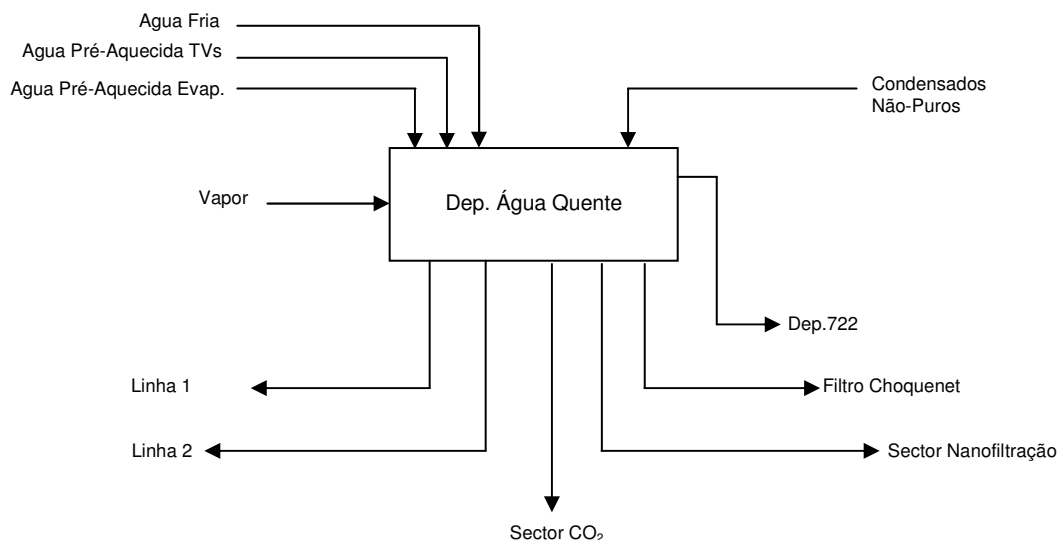


Figura 3. 26 – Esquema Representativo das correntes de entrada e saída do Depósito de Água Quente.

Água Fria – Água Fria proveniente do Deposito de Agua Fria

Água Pré-Aquecida TVs – Água Fria que é pré-aquecida num permutador de calor de Duplo-Tubo usando vapores resultantes das cozeduras efectuadas nos TV4 e TV5.

Água Pré-Aquecida Evap. - Água Fria que é pré-aquecida num permutador de calor de Carcaça-Tubos usando vapores resultantes do 2º Efeito do Evaporador de Duplo-Efeito.

Linha 1 - abastece os Filtros (Putsch, Segurança e 1ª Filtração), empanques de bombas e mangueiras de lavagem.

Linha 2 - abastece os Tachos de Vácuo, as Centrifugas de Afinação, as Centrifugas de Recuperação, o sector do Empacotamento e os Depósitos de Melaço (correção do °Brix).

Caracterização das correntes de entrada e saída

Na tabela que se segue, tabela 3.72 são apresentados os valores dos caudais médios e temperaturas das correntes do Depósito de Água Quente.

Os valores dos caudais das correntes resultam de balanços efectuados aos consumidores de Água Quente e de medições experimentais.

Em anexo (Anexo B.10.) podem ser consultados os procedimentos efectuados para a recolha de valores.

Tabela 3. 73 – Caudal mássico e temperatura das correntes do Depósito de Água Quente.

Na tabela 3.73 é apresentado o caudal de Água Fria obtida a partir de balanço de massa e energia.

Em anexo (Anexo B.10.) podem ser consultados os cálculos referentes a estes balanços.

Tabela 3. 74 – Caudal de Água Fria que alimenta o Depósito de Agua Quente.

3.10. TORRE DE REFRIGERAÇÃO

Descrição do Sistema

A Torre de Refrigeração (T.R.) tem como objectivo arrefecer os condensados vindos dos Condensadores Barométricos. Na figura 3.27 está representado o esquema de funcionamento da Torre de Refrigeração.

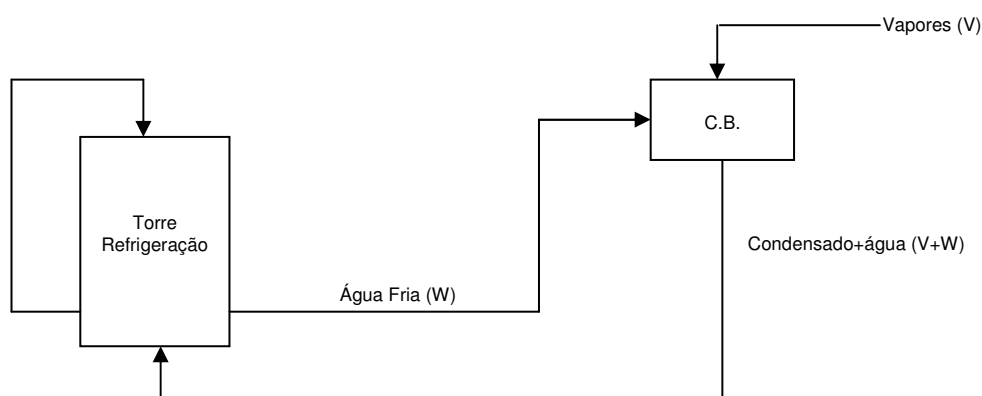


Figura 3. 27 – Esquema representativo do funcionamento da Torre de Refrigeração.

Caracterização das correntes

Na tabela 3.74 é apresentado o valor do caudal de vapores (determinado através de balanços de massa e energia aplicados aos equipamentos que tem associado um condensador barométrico), o valor do caudal de Água Fria (determinado através do caudal debitado pelas bombas da água fria) e o caudal de Condensado (determinado por balanço de massa ao Condensador Barométrico). Em anexo B.11 podem ser consultados os balanços de massa efectuados aos condensadores barométricos existentes na fábrica.

Tabela 3. 75 – Caudal mássico e temperatura das correntes da Torre de Refrigeração.

3.11. ARREFECIMENTO OLEO DA TURBINA

Descrição do Sistema

O sistema Arrefecimento Óleo da Turbina é composto por um permutador de calor de placas e tem como objectivo arrefecer o óleo que circula no circuito de lubrificação das turbinas.

Na figura 3.28 está representado o sistema de arrefecimento do óleo de lubrificação da turbina.

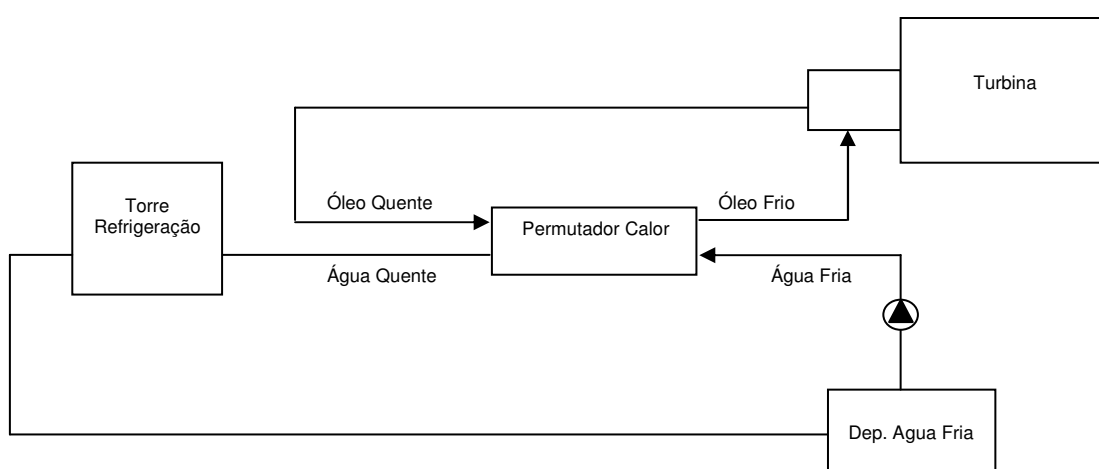


Figura 3. 28 – Esquema representativo do funcionamento do sistema de Arrefecimento do óleo da Turbina.

Caracterização das condições de operação do Permutador de Calor

Na tabela, tabela 3.75, são apresentados os valores resultantes das medições experimentais à corrente quente e o valor calculado da energia associada à corrente quente do Permutador do Óleo da Turbina. Em Anexo B.11 podem ser consultados os valores de todas as medições efectuadas.

Tabela 3. 76- Caudal mássico, caudal energético e temperatura do fluido frio do circuito de Arrefecimento do Óleo da Turbina (máximo e mínimo).

3.12. ARREFECIMENTO DOS MOTORES

Descrição do Sistema

O sistema de Arrefecimento Água dos Motores é composto por um permutador de calor de placas e tem como objectivo arrefecer a água de refrigeração dos motores da cogeração.

Na figura 3.29 está representado o sistema de Arrefecimento da Água de Refrigeração dos Motores da Cogeração.

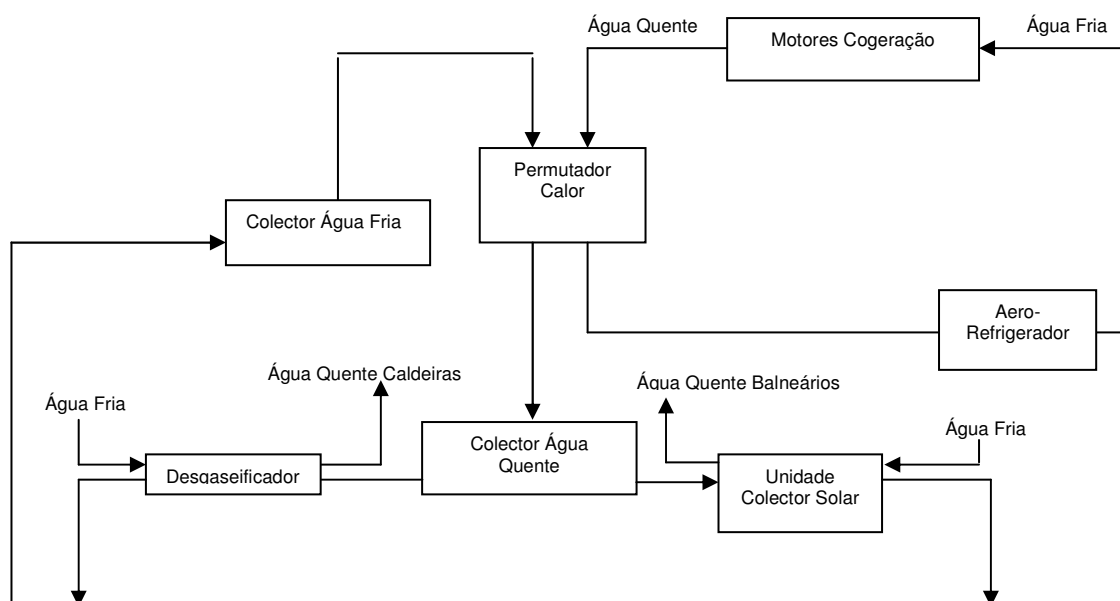


Figura 3. 29 – Esquema representativo do sistema de arrefecimento dos motores.

Caracterização das condições operatórias do Permutador de Calor do Sistema de Arrefecimento dos Motores da Cogeração

Na tabela, tabela 3.76, são apresentados os valores resultantes das medições experimentais às correntes do Permutador de Arrefecimento da Água de Refrigeração dos Motores da Cogeração. Em anexo (Anexo B.12.) podem ser consultados os procedimentos efectuados para as medições.

Tabela 3. 77 – Caudal mássico, caudal energético e temperaturas do fluido quente do Permutador de Calor de Arrefecimento dos Motores da Cogeração.

4. INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DO PROCESSO DE REFINAÇÃO DO AÇÚCAR

4.1. ENERGIA TÉRMICA NA INDÚSTRIA

No processo industrial onde a necessidade de energia térmica é fundamental, o vapor é o meio de transporte de calor eleito, pois revela-se eficiente e de fácil produção/utilização. Para que se consiga a sua produção é necessário despende muita energia.

Esta energia representa um custo significativo para uma empresa, logo a seguir às matérias-primas.

Por estes motivos, o facto de ser um bom meio de transporte de calor mas ao mesmo tempo dispendioso e a sua produção ser prejudicial ao ambiente, faz com que a necessidade de tornar o uso desta forma de energia mais eficiente seja um factor preponderante na política de uma empresa.

A necessidade de reajustar os processos e as condições operatórias da indústria química de forma que os processos se tornem mais eficientes, a nível energético e ambiental, e por consequência mais económicos para a empresa, faz com que um novo campo na engenharia química seja explorado, o campo da optimização.

A optimização tem como objectivo encontrar o melhor valor para as várias variáveis do processo (temperatura, caudal, pressão, dimensão do equipamento) de forma que estas traduzam o melhor valor para um critério inicialmente definido. Este critério pode ser do tipo económico, ambiental e/ou de produção.

Uma correcta optimização, numa unidade fabril, permitirá reduzir os custos operatórios (energia e matéria-prima) e os custos de investimento (equipamento). A redução de custos é conseguida através de uma combinação de várias acções que podem ser implementadas: minimização de consumo energético, melhoramento da utilização de matérias-primas e redução de custos de equipamentos.

Todas estas alterações/optimizações contribuem para um processo mais eficiente e produtivo, e em simultâneo mais económico.

Uma das ferramentas usadas pela Engenharia Química para optimização Energética de processos industriais é a integração energética através do método de *Pinch*.

4.2. METODOLOGIA *PINCH*

Com o desenvolvimento tecnológico sofrido nos últimos anos e com a constante preocupação em melhorar os processos industriais, a Engenharia Química viu-se obrigada a encontrar soluções no campo do processo industrial.

O conceito de Integração de Processos surge nos anos 80, para dar resposta a estas preocupações, e rapidamente expande a sua aplicação nos anos 90.

A Integração de Processo é uma aproximação eficiente que permite às indústrias aumentarem o lucro processual através da redução do consumo de energia, água e matéria-prima, assim como na redução de emissões de gases e de resíduos.

Entre as várias metodologias, a Análise do Ponto de Estrangulamento (Análise de *Pinch*) é uma das mais utilizadas, tendo sido desenvolvida para a optimização das redes de permutadores de calor.

Sendo a análise de *Pinch* uma ferramenta da integração de processos, esta vai permitir reduzir o consumo de utilidades externas ao processo. A redução acontece uma vez que os excessos entálpicos de correntes (correntes quentes) são aproveitados para fornecer às correntes com deficiência em energia (correntes frias). Assim, procede-se a uma troca de calor, onde a diferença de temperaturas é a força motriz. No fim da análise, as correntes com estas características deixam de permutar calor apenas com utilidades externas e passam a permutar também entre si.

Para que esta análise seja feita é necessária uma metodologia de trabalho, esta metodologia pode ser dividida nas seguintes etapas:

- **Identificação das correntes e das utilidades do processo**

O primeiro passo para uma análise de integração energética é a identificação de todas as correntes que compõem o processo de fabrico.

A etapa de identificação tem como objectivo fornecer todas as informações acerca de uma corrente processual e mostrar de uma forma global o funcionamento do processo.

Em qualquer processo existem correntes que necessitam de ser aquecidas e outras de ser arrefecidas. A diferença entre a energia disponível nas correntes quentes e a energia que é necessário fornecer para as correntes frias é a energia mínima que deve ser fornecida ou removida do processo.

A obtenção de dados para a formulação do problema de integração é, sem dúvida, uma das partes mais importantes e mais delicadas de todo o problema de integração energética.

A precisão das propriedades dos componentes envolvidos, das temperaturas e dos caudais mássicos que estão envolvidos no processo influencia de forma significativa na qualidade da solução obtida e na sua viabilidade.

Para cada corrente processual e utilidades exterior devem ser recolhidas as seguintes propriedades:

T_i – Temperatura inicial

T_f – Temperatura final

M – Caudal mássico

C_p – Calor específico médio

ΔH_v – Entalpia de vaporização (caso ocorra mudança de fase)

Para o processo em optimização, identificaram-se as correntes quentes e frias apresentadas na tabela 4.1, onde são também apresentados os respectivos caudais, temperaturas (corrigidas para um ΔT de 6°C) iniciais e finais e a capacidade calorífica. Os valores destas condições operatórias são o resultado das medições efectuadas, apresentadas no capítulo anterior, e como as condições operatórias não são constantes admitiram-se valores médios (entre o valor máximo e mínimo) para as leituras efectuadas.

Tabela 4. 1 – Caracterização das correntes do processo de Refinação de Açúcar.

- **Seleção do ΔT_{\min}**

A seleção do ΔT_{\min} para o caso em estudo, integração energética do processo de refinação de açúcar, foi feita mediante os resultados obtidos para diferentes ΔT , ou seja, após a caracterização das correntes processuais foram estipulados $\Delta T=5^{\circ}\text{C}$, $\Delta T=6^{\circ}\text{C}$ e $\Delta T=7^{\circ}\text{C}$ e cada um deu origem a uma rede de permutadores.

Da análise dos três diagramas e de acordo com a equação de transferência de calor ($Q = U \times A \times \Delta T_{\min}$) verifica-se que quanto menor o ΔT maior será a

recuperação de calor. Pela mesma equação se verifica que quanto menores os valores de ΔT maior a área necessária para um permutador de calor.

Este facto acarreta um maior investimento nos permutadores a adquirir, uma vez que o custo do permutador está directamente relacionado com o seu tamanho ou com a área de transferência.

Se para valores de ΔT menores resulta uma melhor eficiência, em contrapartida obtém-se um custo mais elevado em permutadores. Nesta fase optou-se por seleccionar o $\Delta T_{\min}=6^{\circ}\text{C}$, porque a nível da poupança no combustível utilizado a diferença é pouco significativa, conforme se pode verificar na tabela 4.2. Contudo noutra fase do projecto justificar-se-ia um estudo económico que permitisse encontrar o $\Delta T_{\text{ótimo}}$.

Tabela 4. 2 – Valores da Energia Recuperada para os ΔT estudados.

- **Determinação do ponto de estrangulamento (*pinch*)**

O ponto de estrangulamento (PE) e a definição das regiões acima e abaixo do ponto *Pinch* tem implicações importantes.

Acima do PE só se deve recorrer a utilidades quentes e abaixo do PE só se deve recorrer a utilidades frias.

Tal pode ser explicado pelo simples facto de que, acima do PE as correntes quentes têm que ceder toda a energia disponível para as correntes frias, no entanto quando a energia cedida pelas correntes quentes não é suficiente para satisfazer as necessidades térmicas das correntes frias é necessário recorrer a uma utilidade quente externa. O mesmo acontece abaixo do PE, as necessidades térmicas das correntes frias têm que ser satisfeitas a partir da energia que as correntes quentes têm que perder, no entanto quando a energia disponível das correntes quentes é superior à necessidade térmica das correntes frias, é necessário recorrer a uma fonte fria externa de forma que a garantir o arrefecimento das correntes quentes.

Estes factos dão origem às três regras de ouro da tecnologia *pinch*:

- Não transferir energia através do ponto *pinch*;
- Não aquecer com utilidades externas abaixo do ponto *pinch*;
- Não arrefecer com utilidades externas acima do ponto *pinch*.

Para a determinação do ponto de estrangulamento recorreu-se ao método da cascata térmica. A cascata térmica é construída a partir das temperaturas corrigidas (para o $\Delta T=6^{\circ}\text{C}$) e dos MCp (produto entre o caudal mássico e a capacidade calorífica) das correntes processuais. A sua representação pode ser consultada no Anexo C.2.

4.3. PROJECTO DA REDE DE PERMUTADORES DE CALOR

O projecto da rede de permutadores torna-se fácil de visual quando se recorre à representação do diagrama de grelhas.

Neste diagrama (ver figura 4.1) as correntes são representadas por rectas verticais pela ordem decrescente de temperatura (com as correntes quentes em primeiro lugar). Os permutadores de calor são representados por dois círculos unidos por uma recta horizontal tracejada.

T (°C)

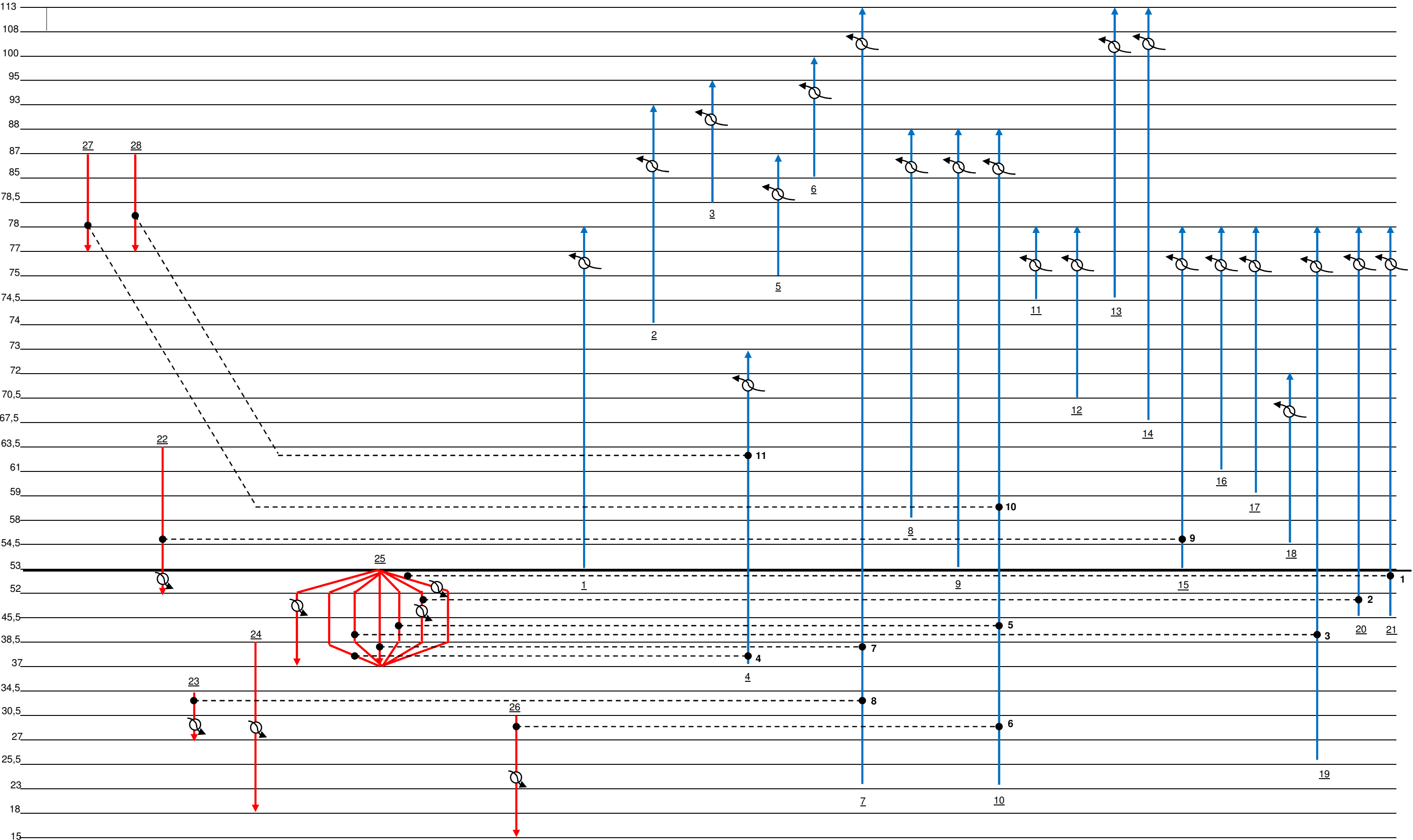


Figura 4. 1 - Diagrama de rede para o Processo de Refinação de Açúcar

Como se pode verificar através do diagrama de rede, todas as correntes frias que se encontram abaixo do ponto de estrangulamento ($T=53^{\circ}\text{C}$) são “resolvidas” através da troca de calor com as correntes quentes. Ou seja, o calor que as correntes quentes têm que perder é aproveitado para aquecer as correntes frias sem que seja necessário recorrer a uma utilidade externa. O mesmo acontece com as correntes quentes acima do ponto de estrangulamento, todas foram “resolvidas” sem a necessidade de se recorrer a utilidades frias externas.

Analisando a zona abaixo do ponto de estrangulamento (*pinch*), observa-se que a corrente 25 e a corrente 22 são as únicas que conseguem trocar calor junto ao ponto de pinch, no entanto só a corrente 25 foi utilizada para realizar as trocas de calor uma vez que só ela tem o MCp maior que o MCp das correntes frias (regra que tem que ser cumprida para que a transferência de calor seja válida). Assim para se resolver o problema, foi necessário dividir a corrente 25 para que o número de correntes quentes abaixo do ponto de estrangulamento fosse maior que o número de correntes frias, nunca esquecendo que o MCp das quentes terá que ser maior.

Normalmente quando se aplica o método de *pinch* existem várias possibilidades de troca de calor, entre as correntes quentes e as correntes frias, no entanto o problema resolve-se mediante as limitações do processo e a distância entre as correntes. Neste caso também se verifica que quando se afastou a temperatura das correntes frias do ponto de estrangulamento existiam várias possibilidades de troca de calor.

As correntes 23, 24 e 26 (quentes) encontram-se disponíveis para trocar calor, no entanto, apenas se utilizou as correntes 23 e 26.

Esta opção foi a escolhida uma vez que a corrente 23 é a água que é arrefecida na Torre de Refrigeração e a corrente 26 é a água de arrefecimento do permutador de óleo da Turbina KK, e ambas as correntes desperdiçam o calor contido para a atmosfera e para o fazerem consomem energia eléctrica. Outro factor em conta para esta selecção foi o facto das correntes se encontrarem fisicamente próximas.

Como se pode ver pelo diagrama o problema fica resolvido com a implementação de onze permutadores ao qual corresponde uma troca de calor e portanto uma poupança de energia igual a [REDACTED] kJ/dia.

Na tabela 4.3 apresenta-se as trocas de calor que ocorrem em cada permutador representado no diagrama de grelhas. Para cada permutador são indicadas as correntes quente e fria, as temperaturas iniciais (T_i) e finais (T_f), o produto entre o Caudal e Capacidade Calorífica da corrente quente e fria (MCp), a Capacidade Calorífica de cada corrente e o calor trocado em cada permutador.

Tabela 4. 3 – Caracterização das condições operatórias dos permutadores resultantes do diagrama de grelhas.

| Corrente | Número Corrente | Tipo Corrente | Caudal (ton/dia) | Cp (kJ/ton °C) | Ti (°C) | Tf (°C) |
|----------|-----------------|---------------|------------------|----------------|---------|---------|
| | 1 | Fria | 318 | 2722 | 50 | 75 |
| | 2 | Fria | 258 | 4029 | 71 | 90 |
| | 3 | Fria | 1382 | 2862 | 75,5 | 92 |
| | 4 | Fria | 21 | 3700 | 34 | 70 |
| | 5 | Fria | 1241 | 2957 | 72 | 84 |
| | 6 | Fria | 1273 | 3000 | 82 | 97 |
| | 7 | Fria | 503 | 4180 | 20 | 105 |
| | 8 | Fria | 180 | 4180 | 55 | 85 |
| | 9 | Fria | 144 | 4180 | 50 | 85 |
| | 10 | Fria | 144 | 4180 | 20 | 85 |
| | 11 | Fria | 1022 | 2798 | 71,5 | 75 |
| | 12 | Fria | 765 | 2717 | 67,5 | 75 |
| | 13 | Fria | 14 | 2755 | 71,5 | 110 |
| | 14 | Fria | 16 | 2622 | 64,5 | 110 |
| | 15 | Fria | 75 | 2560 | 50 | 72 |
| | 16 | Fria | 122 | 2518 | 58 | 72 |
| | 17 | Fria | 35 | 2381 | 56 | 72 |
| | 18 | Fria | 3 | 2712 | 51,5 | 69 |
| | 19 | Fria | 6 | 4017 | 22,5 | 72 |
| | 20 | Fria | 38 | 1700 | 42,5 | 72 |
| | 21 | Fria | 5 | 1762 | 42,5 | 72 |
| | 22 | Quente | 23 | 3700 | 66,5 | 55 |
| | 23 | Quente | 47721 | 4180 | 37,5 | 30 |
| | 24 | Quente | 624 | 1306 | 41,5 | 21 |
| | 25 | Quente | 1348 | 4188 | 56 | 40 |
| | 26 | Quente | 802 | 4180 | 33,5 | 18 |
| | 27 | Quente | 61 | 4180 | 90 | 80 |
| | 28 | Quente | 13 | 4180 | 90 | 80 |

4.4. PROPOSTA A IMPLEMENTAR NA EMPRESA

Após a construção da rede de permutador, a qual deu onze permutadores como resultado, e analisando novamente a localização e as condições de operação do processo decidiu-se excluir três permutadores. Excluiu-se o aquecimento da corrente 20 (PERMT 2) e 21 (PERMT 1) uma vez que são massas muito viscosas e são utilizadas no processo de fabrico com menos frequência. O aquecimento da corrente 15 (PERMT 9) também foi eliminado uma vez que o seu aquecimento é através da corrente de salmoura, que para além de não funcionar continuamente poderia, em caso de algum problema com permutador, contaminar a corrente de xarope sendo prejudicial para o processo de fabrico.

Com a implementação dos permutadores 3 a 8, 10 e 11 (numero total de oito) a recuperação de calor é de XXXXXXXXXX kJ/dia.

Em seguida apresenta-se, de uma forma esquemática, as quatro instalações dos permutadores a implementar e as condições operatórias dos mesmos, de acordo com a localização das correntes onde se pretende trocar calor e espaço disponível no layout do processo.

4.4.1. Instalação 1 - Aquecimento da corrente 10 (Água Fria)

Na figura 4.2 está representada a proposta para funcionamento da instalação de aquecimento da corrente de Água Fria que é enviada para o Tanque de Água Quente. O objectivo é implementar os permutadores 6, 5 e 10 (PERMT 6, PERMT 5 e PERMT 10) e os acessórios necessários para o seu funcionamento (válvulas, tubagens, isolamento, bomba, instrumentação, etc).

Ambos os Depósitos de Águas situam-se na cota 14 (no interior da Refinaria), a corrente 26 provém do permutador de calor que arrefece o óleo de lubrificação da Turbina KK que se situa na cota 0, a corrente 25 provém do permutador de calor (situado no telhado da casa das caldeiras) que arrefece a água de refrigeração dos Motores da Cogeração e a corrente 27 provém do Tanque de Condensados Puros que se situa na cota 7 (no interior da Refinaria).

Uma vez que o espaço disponível no interior da Refinaria é um pouco condicionado e após um breve estudo acerca da localização ideal para a instalação

dos permutadores a solução encontrada foi colocá-los na cota 14 num patamar (que terá que ser construído) acima dos depósitos de Xaropes.

Figura 4. 2 – Proposta de implementação para a Instalação 1.

4.4.2. Instalação 2 - Aquecimento da corrente 4 (Salmoura Preparada)

Na figura 4.3 está representada a proposta para o funcionamento da instalação de pré-aquecimento da corrente de Salmoura Preparada que é encaminhada para o Permutador de Salmoura situado na cota 11 que completará o aquecimento da referida corrente. O objectivo é implementar os permutadores 4 e 11 (PERMT 4 e PERMT 11), e os acessórios necessários para o seu funcionamento (válvulas, tubagens, isolamento, bomba, instrumentação, etc).

O Depósito de Salmoura Preparada encontra-se no exterior da Refinaria, a corrente 25 provém do permutador de calor que se situa no telhado da casa das Caldeiras e onde se processa o arrefecimento da água de refrigeração dos Motores da Cogeração e a corrente 28 provém do Tanque de Condensados Não-Puros que se situa na cota 7.

Sendo o espaço disponível no interior da Refinaria condicionado foi necessário realizar um breve estudo acerca da localização ideal para a instalação dos permutadores. A solução encontrada foi colocar o PERMT 4 no interior da casa da Nanofiltração (exterior da Refinaria) e colocar o PERMT 11 na cota 0 junto ao Depósito das Águas Turvas (interior da Refinaria). A ligação do permutador ao permutador terá que ser feita através das galerias passando para o interior da Refinaria junto ao Depósito de Aguas Turvas.

Figura 4. 3 – Proposta de implementação para a Instalação 2.

4.4.3. Instalação 3 - Aquecimento da corrente 7 (Água da Desmineralização)

Na figura 4.4 está representada a proposta para o funcionamento da instalação de aquecimento da corrente de Água Fria proveniente do sistema de Desmineralização. O objectivo é implementar os permutadores 8 e 7 (PERMT 8 e PERMT 7), e os acessórios necessários para o seu funcionamento (válvulas, tubagens, isolamento, bomba, instrumentação, etc), para pré-aquecerem a corrente 7 antes de esta ser encaminhada para o Tanque 721.

O sistema de Desmineralização e o Tanque 721 encontram-se no exterior da Refinaria, a corrente 23 provém do colectador de condensados dos Condensadores Barométricos e a corrente 25 provém do permutador de calor que arrefece a água de refrigeração dos Motores da Cogeração situado no telhado da casa das Caldeiras.

Neste caso, a questão espaço não foi tão problemática uma vez que as correntes intervenientes se encontram no exterior da Refinaria. A solução encontrada para a localização de ambos os permutadores é o interior da casa da Nanofiltração. A corrente 23 é captada na galeria (da Torre de Refrigeração) e encaminhada pelo subsolo até ao PERMT 8 e a corrente 25 encontra-se disponível na galeria abaixo da casa da Nanofiltração.

4.4.4. Instalação 4 - Aquecimento da corrente 19 (Águas Doces)

Na figura 4.5 está representada a proposta para o funcionamento da instalação de aquecimento da corrente de Água Doce que é alimentada aos Tachos de Vácuo. O objectivo é implementar o permutador 3 (PERMT 3), e os acessórios necessários para o seu funcionamento (válvulas, tubagens, isolamento, instrumentação, etc), para pré-aquecerem a corrente antes de esta ser encaminhada para os Tachos de Vácuo.

O depósito de Águas Doces situa-se no interior da Refinaria na cota 11 e a corrente 25) é proveniente do permutador de calor (que arrefece a água de refrigeração dos Motores da Cogeração) que se situa no telhado da casa das Caldeiras.

Sendo o espaço disponível no interior da Refinaria condicionado foi necessário realizar um breve estudo acerca da localização ideal para a instalação dos permutadores a solução encontrada foi colocar o PERMT 3) junto ao Depósito das Águas Doces da cota 11.

Figura 4. 4 - Proposta de implementação para a Instalação 4.

4.5. ANÁLISE ECONÓMICA

Com a implementação das instalações acima apresentadas consegue-se uma recuperação de calor igual a [REDACTED] kJ/dia.

Na tabela 4.4 é apresentado o custo de cada instalação e custo total do investimento necessário para a recuperação de calor referida anteriormente. O valor apresentado para cada instalação é referente ao custo total, onde já está incluído o preço do permutador e os acessórios necessários para o seu funcionamento. No Anexo D podem ser consultados os orçamentos fornecidos para cada instalação.

Tabela 4. 4 – Valor do custo de cada Instalação proposta.

| Instalação | Custo (€) |
|------------|------------|
| 1 | [REDACTED] |
| 2 | [REDACTED] |
| 3 | [REDACTED] |
| 4 | [REDACTED] |
| Total | [REDACTED] |

Sendo a nafta o combustível utilizado na Refinaria a recuperação de energia igual a [REDACTED] kJ/dia corresponde a [REDACTED] ton de nafta que não se consomem por dia significando isto, assumindo que o preço médio da nafta é de [REDACTED] €/ton, uma poupança de [REDACTED] €/dia.

Assumindo que a Refinaria labora 240 dias/ano a poupança traduz-se em [REDACTED] €/ano.

Concluindo-se assim que o investimento tem um retorno de 1,2 anos.

5. CONCLUSÃO

O presente trabalho teve como objectivo o Levantamento energético e também a Integração Energética do Processo de Refinação de Açúcar.

O Método de *Pinch*, devido à sua simplicidade e facilidade de utilização, foi a ferramenta escolhida para a integração energética. Este método utiliza conceitos termodinâmicos juntamente com regras heurísticas para projectar a rede de permutadores óptima num processo.

Inicialmente foi realizado um levantamento a todos os equipamentos consumidores de energia térmica, envolvidos no processo de Refinação de Açúcar, com o intuito de determinar as condições operatórias e os consumos específicos.

Com o levantamento efectuado concluiu-se que as condições operatórias não são constantes e que para efeitos de uma integração energética, utilizando o Método de *Pinch*, assumir valores médios das condições operatórias seria a solução mais adequada.

Analisando as condições operatórias determinadas e através da construção da cascata térmica para diferentes intervalos de temperaturas ($\Delta T=5^{\circ}\text{C}$, $\Delta T=6^{\circ}\text{C}$ e $\Delta T=7^{\circ}\text{C}$) foram determinados os pontos de estrangulamento correspondentes a estes gradientes de temperaturas.

A rede de permutadores de calor para o $\Delta T=6^{\circ}\text{C}$ foi a rede de permutadores escolhida para o presente estudo, apresentando uma recuperação de calor intermédia, em comparação com os restantes ΔT estudados.

Como resultado da aplicação da Metodologia de *Pinch* obteve-se uma rede com onze permutadores de calor, tendo-se optado por apenas avançar com o estudo de implementação para oito permutadores. Foram excluídos três permutadores por recuperarem energia muito esporadicamente em dois casos e perigos de contaminação do processo produtivo no outro. Com os referidos oito permutadores é possível uma recuperação de calor igual a [REDACTED] kJ/dia aliado a um investimento de [REDACTED] €.

A recuperação energética alcançada traduz-se numa poupança de [REDACTED] €/ano sendo o investimento proposto recuperado em 1,2 anos.

6. BIBLIOGRAFIA

Castro, S., Andrade, S., (2007), *Tecnologia do Açúcar*, Editora Universitária, Brasil.

Franco, M., (2001), *Integração Energética de sistemas de Evaporação Localizados abaixo do ponto de Pinch*, Faculdade Engenharia São Paulo, Brasil.

Gomes, L., *Estratégia para a Protecção Ambiental*, Departamento de Engenharia Química, Instituto Superior de Engenharia do Porto.

Herkenhoff, R., (2008), *Uma Nova Estratégia para a Reestruturação de Redes de Trocadores de Calor*, Faculdade Engenharia São Paulo, Brasil

Kemp, I., (2007), *Pinch analysis and Process Integration*, Second Edition. s.l. : Elsevier.

Lamas, B., (2009), *Optimização de aproveitamento de condensados em sistemas energéticos*, Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Aveiro.

Lavado, A., (2009), *Os Actuais Desafios da Energia. Implementação e Utilização das Energias Renováveis*, Departamento de Ciências e Tecnologia do Ambiente da Universidade de Lisboa.

March, L. (1998), *Introduction to Pinch Technology*, England.

Martins, F., (2007), *Simulação e Optimização de Processos Químicos com Considerações Ambientais e de Robustez*, Faculdade de Engenharia do Porto.

Martins, N., (2008), *Produção de ácido acético e furfural a partir do condensado de cozimento ao sulfito ácido*, Universidade de Aveiro.

Miranda, J., (2007), *Optimização em sistemas de processos químicos: generalização de modelos com planeamento e sequenciamento*, Departamento de Engenharia Química, Universidade Técnica de Lisboa.

Relvas, S., Fernandes, M., Matos, A., Nunes, C., (2002), *Integração de Processos - Uma metodologia de optimização energética e ambiental*, GNIP, 1ª Edição, Portugal.

Portais electrónicos consultados

História da RAR - Açúcar, www.docerar.pt, consultado em 10/08/2009

Processo de refinação do açúcar RAR, www.docerar.pt, consultado em 10/08/2009

www.eficiencia-energetica.com, consultado em 12/10/2009

www.incentivos.qren.pt, consultado em 14/10/2009

www.web.ist.utl.pt, consultado em 20/10/2009

www.linnhoffmarch.co, consultado em 02/2010